OPERAÇÕES UNITÁRIAS

1º volume: operações com sistemas sólidos granulares

REYNALDO GOMIDE

OPERAÇÕES UNITÁRIAS

1º VOLUME
OPERAÇÕES COM SISTEMAS SÓLIDOS GRANULARES

REYNALDO GOMIDE
"Advanced Chemical Engineer" e "Master of Science in Chemical Engineering Practice" pelo Massachusetts Institute of Technology. Engenheiro Químico e Civil pela Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Engenheiro consultor industrial. Diretor da Eterg Engenharia Ltda. Professor titular da FEI-Faculdade de Engenharia Industrial.

EDIÇÃO DO AUTOR
São Paulo
1983

CONTEÚDO

página

página

PREFÁCIO

De presença tão viva em nossa memória, engenheiros como Lewis, McAdams, Gilliland, Whitney, Hottel, Weber, Meissner, Mickley e tantos outros com os quais convivemos no MIT, induziram-nos espiritualmente a incentivar, também em nosso meio, a arte da Engenharia Química.

O trabalho que estamos lançando é modesto apenas quanto ao seu valor técnico-científico, porque o tempo e o esforço empregados, as dificuldades técnicas e os investimentos para a sua realização estiveram muito longe disso. Lamentavelmente o trabalho criativo tem essa característica frustrante: a cada momento de inspiração seguem-se horas ou dias de elaboração. Quantificando: 5% de genialidade, 95% de suor. Gratificantes, todavia, são as referências de colegas aos trabalhos que já publicamos, o que na verdade constitui o agente propulsor desta nossa atividade nada atraente sob o aspecto financeiro, mas que tanto nos motiva. Na verdade estamos sendo cobrados pelos que, tendo tomado conhecimento de nosso trabalho, manifestaram-nos pessoalmente o seu agrado ou têm escrito de outros estados e até do exterior, ansiosos pelas raras publicações no campo da engenharia química escritas e produzidas com os nossos recursos próprios. Não podemos esquecer a expectativa dos alunos que enfrentam as dificuldades de seus cursos profissionais sem os livros técnicos em português de que necessitam. A todos entregamos o produto de nosso esforço e entusiasmo. O novo leitor julgará simultaneamente a obra e a força propulsora que nos moveu.

Neste primeiro volume apresentamos as Operações Unitárias envolvendo o manuseio de sistemas sólidos particulados: fragmentação, transporte, armazenamento, peneiramento, mistura e fluidização. Tanto a profundidade, como a extensão dos diversos capítulos, tiveram que ser cuidadosamente controladas para que o conteúdo do livro pudesse ser integralmente ministrado com um bom número de aplicações numéricas num semestre letivo com quatro aulas semanais. Boa parte do mate-

rial das notas de aula originais foi sendo cortada aos poucos durante a preparação do manuscrito para conseguirmos atingir esse objetivo. Para nós o texto ainda está incompleto, mas é preciso não perdermos de vista a sua finalidade didática.

Quase todo o material quantitativo (correlações, tabelas, gráficos e abacos) é apresentado em unidades métricas. Não por sermos contra as unidades inglesas ou porque as julguemos impróprias ou ultrapassadas, mas pela inexistência de correlações desse tipo com os parâmetros em nossas unidades. A tarefa não foi fácil, pois gráficos e principalmente ábacos, não podem ser apenas traduzidos para ficarem imediatamente nas unidades mais convenientes. Tivemos que obter a correlação que serviu de base para o trabalho original antes de podermos preparar o novo desenho. O custo de uma figura desse tipo em unidades métricas resulta proibitivo quando nossas horas de dedicação são computadas à base dos serviços de consultoria. Mas há também o lado positivo e que na verdade resultou numa originalidade do trabalho, pois decidimos apresentar as equações empíricas que obtivemos a partir dos ábacos e tabelas interminaveis de origem e que foram utilizadas para desenhar os gráficos do texto. Estas equações são muito convenientes para acelerar os cálculos com as atuais máquinas programáveis.

Outra particularidade gráfica deste volume é a adequação dos desenhos dos equipamentos às reais necessidades do engenheiro químico. Todos sabemos que as figuras em planta, elevações, cortes e detalhes são extrememente impróprias para fins didáticos, além de inviabilizarem o custo da obra. Por outro lado, um corte ou uma planta isoladamente quase nunca é suficiente. Como o engenheiro químico está mais interessado no princípio de funcionamento do que nos detalhes, optamos quase sempre pelas figuras simplificadas, feitas em perspectiva. Outras vezes só um esquema é apresentado.

Imperfeições técnicas das notas de aula que deram origem a este volume foram mantidas porque a sua ocorrência na literatura técnica ainda é generalizada. O símbolos ^{o}K, μ, HP, RPM, CV, mCA e mmCA, por exemplo, continuam sendo usados ao invés de K, μm, hp, rpm, cv, mca e mmca. Os termos micron e microns também são empregados normalmente e porisso continuam aparecendo em nosso livro. Para imperfeições semelhantes o leitor tem desde já a nossa justificativa.

As ilustrações práticas e questões propostas vêm sendo utilizadas em nossas aulas há tanto tempo que já nem podemos distinguir as que vieram de cursos no MIT e na Politécnica, ou que foram retiradas de livros, das que são de nossa autoria ou fazem parte de projetos que executamos ao longo do tempo. Perdoe-nos porisso quem involuntariamente deixou de ser citado.

Estamos certos da utilidade deste livro para os que participam do aprendizado da engenharia química em nosso país, bem como aos profissionais do ramo.

O autor.
São Paulo, maio de 1983

CAPÍTULO 1

Operações unitárias

O engenheiro químico tem como campo de ação a indústria de processo químico. Este grupo de indústrias não se restringe às centralizadas numa ou mais reações químicas, como pode parecer, estendendo-se igualmente a muitas outras que, embora sejam de caráter essencialmente físico, visam obter como produto principal, um ou mais compostos químicos de importância industrial. É o caso da indústria do sal que, apesar de só envolver operações físicas, produz o cloreto de sódio, um composto químico de uso industrial generalizado. Em regra, todavia, as indústrias de processo químico incluem ao menos uma etapa química. Através de uma série de operações físicas as matérias primas são preparadas para as reações às quais se destinam e, depois, o produto é purificado ou separado dos sub-produtos e reagentes não utilizados.

Compreender o projeto e a construção das indústrias de processo químico é a essência da engenharia química. Para que se possa partir da concepção original do processo e chegar a uma unidade comercial de larga escala será necessário, sem dúvida, dominar todos os princípios físicos e químicos envolvidos na fabricação, mas o sucesso do empreendimento depende, acima de tudo, de um completo domínio dos problemas de engenharia relacionados com o projeto. É o estudo das operações unitárias que deverá proporcionar ao futuro engenheiro o treinamento suficiente para atingir este objetivo.

Também à produção interessa o estudo das operações unitárias. Na verdade só se pode tirar o máximo proveito de qualquer unidade processual se os prin-

cípios que governam o seu funcionamento forem perfeitamente compreendidos pelo profissional responsável pela sua operação.

Ao iniciarmos o estudo das operações unitárias que, como podemos concluir, *se identificam à própria engenharia química*, desejamos tornar bem claro um ponto importante: engenharia química é ciência e arte. Nas áreas de atividade completamente cobertas pela teoria a engenharia química é ciência. Em outras, no entanto, a análise teórica ainda é de pouca utilidade para o engenheiro. Nestas áreas a engenharia química é uma arte e o engenheiro químico deve projetar as instalações ou operações envolvidas com base na experiência e no julgamento profissional próprios. A teoria é apenas o guia prático do engenheiro. Porisso, ao estudar operações unitárias, o futuro engenheiro químico deve exercitar e procurar desenvolver ao máximo o seu julgamento profissional, decidindo pela opção que lhe pareça a melhor ao selecionar ou projetar cada equipamento, ou definindo com acerto, em cada situação que se lhe apresente, as variáveis que controlam a operação em estudo.

ENGENHARIA QUÍMICA E OPERAÇÕES UNITÁRIAS

O engenheiro químico foi criado para preencher a lacuna existente entre o químico que estuda o processo em aparelhagem de vidro no laboratório, e os engenheiros mecânicos e eletricistas que constroem e montam os equipamentos. Um profissional bem preparado deve estar em condições de entender bem a descrição básica do processo fornecido pelo químico de laboratório e projetar os equipamentos de modo a fornecer aos demais engenheiros, documentos que tornem possível a realização prática do processo em larga escala.

Os primeiros esforços visando sistematizar o ensino da engenharia química, na época de sua criação, fizeram com que se reconhecesse que todos os processos industriais têm em comum certas técnicas e operações baseadas nos mesmos princípios científicos. A separação dos sólidos de uma suspensão por meio de filtros, a separação de líquidos por destilação ou a secagem de sólidos, por exemplo, são operações comuns a um grande número de indústrias. O problema de se projetar um destilador para fabricar álcool, refinar petróleo ou produzir medicamentos é basicamente o mesmo. As diferenças estão nos detalhes construtivos do equipamento utilizado, sendo muitas vezes ditadas mais pela capacidade ou escala de operação do que propriamente pelo tipo de indústria. O mesmo ocorre com os transportes de fluidos ou sólidos, com os aquecimentos e resfriamentos, as secagens, as misturas e as separações em geral.

O conceito de operações unitárias foi a cristalização destas idéias. O têrmo é descritivo no sentido de que toda indústria química é na realidade uma série coordenada de operações individuais que integram a fabricação. O modo mais eficiente de estudá-las é em conjunto e sem particularizar o tipo de indústria

onde se aplicam, para não se ter que penetrar desnecessariamente nas particularidades dos processos envolvidos. O estabelecimento deste ponto de vista, feito em 1915 por Artur D. Little num relatório formal à corporação do MIT, unificou e fortaleceu sobremaneira o estudo da engenharia química.

As operações unitárias são fundamentalmente operações físicas, embora possam envolver excepcionalmente reações químicas, como acontece na absorção de gases ácidos em soluções alcalinas. Entre muitas outras finalidades, as operações unitárias visam reduzir o tamanho dos sólidos a processar, transportá-los, separar componentes de misturas ou aquecer e resfriar sólidos e fluidos. São exemplos o britamento, a filtração, a secagem, a evaporação, a destilação, a absorção e a extração.

PRINCÍPIOS UTILIZADOS

O estudo das operações unitárias baseia-se nos princípios físicos e físico-químicos de domínio geral dos estudantes de engenharia química. Para facilitar o seu uso, estes princípios costumam ser reunidos em quatro grupos de generalidade e precisão decrescentes. A técnica necessária para utilizá-los é objeto da Estequiometria Industrial e inclui a prática de *balanços materiais, balanços de energia, relações de equilíbrio* e *equações de velocidade*. Para as operações unitárias mecânicas os balanços de força também são importantes. O escoamento de fluidos e a fragmentação de sólidos são exemplos de operações unitárias que envolvem equações deduzidas com base em balanços de forças.

Convém ressaltar o fato de que reside nas equações de velocidade o principal interesse durante o estudo das operações unitárias, pois são elas que permitem calcular as dimensões dos equipamentos requeridos. E é isso precisamente o que se espera do engenheiro químico de processo. Assim sendo, a determinação dos fatores que influem diretamente na velocidade de cada tipo de operação deverá ser permanentemente o foco de nossas atenções no assunto que vamos apresentar. Os detalhes construtivos dos equipamentos utilizados, principalmente os mecânicos, são geralmente secundários sob o ponto de vista do engenheiro de processo. Os equipamentos das indústrias de processo químico geralmente operam mal, ou não funcionam, mais por erros de dimensionamento processual ou de concepção, do que por deficiências de soldas ou parafusos. Estes detalhes são importantes para construir e montar os equipamentos, mas não interferem fundamentalmente com o seu desempenho processual. As dimensões de um tanque, a área de um trocador de calor, a altura e o diâmetro de uma coluna de destilação, o tamanho de um decantador ou a velocidade de um agitador são grandezas muito mais importantes, sob o ponto de vista do processo em si, do que os detalhes mecânicos, por mais sofisticados que possam ser.

CLASSIFICAÇÃO DAS OPERAÇÕES UNITÁRIAS

A ordem em que as operações unitárias são estudadas é arbitrária. Todavia, uma classificação é sempre útil, porque simplifica e abrevia o seu estudo em conjunto. Uma classificação lógica das operações unitárias pode geralmente ser feita com base no seu *mecanismo* ou, se houver vários mecanismos envolvidos, naquele que controla a velocidade global da operação. Assim é que há operações de transferência de calor ou de massa e operações mecânicas. Um exemplo de operação que envolve diversos mecanismos é a evaporação de uma solução com o fim de produzir cristais. Esta operação poderia ser classificada indiferentemente como: 1º) separação do soluto da solução; 2º) vaporização do soluto; 3º) operação de transferência de massa entre a fase líquida e o vapor; 4º) transferência de massa entre as fases líquida e sólida; 5º) operação de transferência de calor para a solução. Contudo, é a transferência de calor que controla a operação e, por esta razão, o equipamento utilizado é fundamentalmente um trocador de calor. Porisso esta operação deverá ser incluída entre as de troca de calor. Já no caso da secagem, é a transferência de massa que controla a operação e por este motivo ela deve ser incluída no grupo de operações que engloba a destilação, a absorção, a cristalização, a extração líquido-líquido e a eletrodiálise. Com base neste critério mecanismo as operações unitárias são classificadas em quatro grupos: operações mecânicas, operações de transferência de calor, operações de transferência de massa e operações de transferência de quantidade de movimento.

Uma classificação das operações unitárias pelo *tipo de sistema* também pode ser feita. Muito embora haja concordância entre as duas classificações, a anterior, baseada no mecanismo, é mais consistente sob o ponto de vista teórico, mas o estudo conjunto de operações características de um determinado tipo de sistema também tem as suas vantagens. Optamos pela combinação dos dois critérios, classificando as operações unitárias como passamos a expor.

Operações Mecânicas

Operações envolvendo sistemas sólidos granulares

- Fragmentação
- Transporte
- Peneiramento
- Mistura
- Armazenamento

Operações envolvendo sistemas fluidos

- Escoamento de fluidos
- Bombeamento de líquidos
- Movimentação e compressão de gases
- Mistura e agitação de líquidos

Operações com sistemas sólido – fluido

Fluidização de sólidos(*)

Separações mecânicas

sólidos de sólidos

sólidos de líquidos

sólidos e/ou líquidos de gases

líquidos de líquidos

Operações de transferência de calor

Transferência de calor por condução em sólidos, sem e com geração interna, em regime permanente ou transiente.

Aquecimento e resfriamento de fluidos

Condensação

Ebulição

Evaporação

Liofilização

Transferência de calor por radiação

Operações de transferência de massa

Destilação

Absorção e "stripping" de gases

Adsorção

Extração líquido-líquido

Lixiviação

Secagem e umidificação de gases

Condicionamento de gases

Secagem de sólidos

Diálise e eletrodiálise

Cristalização

Troca iônica

REVISÕES ACONSELHADAS

Para obter resultado positivo com o estudo das Operações Unitárias, recomenda-se a revisão prévia de alguns assuntos fundamentais relativos à engenharia

(*) Em nosso trabalho decidimos antecipar a fluidização de sólidos, apresentando esta operação juntamente com as operações realizadas com sistemas sólidos, isolando neste grupo apenas as separações mecânicas.

química. Convém que o leitor esteja perfeitamente familiarizado com o que segue:

1. Técnicas de Estequiometria Industrial.
2. Domínio prático e teórico da Termodinâmica Técnica.
3. Métodos de cálculo gráfico e numérico, o que, por sua vez, envolve prática no uso de papéis milimetrados comuns, log-log e semi-log, prática de *integração e diferenciação gráficas e numéricas.*
4. Tratamento estatístico de dados e, em particular, precisão de medidas. Cálculo de erros, médias, desvios e limites de confiabilidade de resultados.
5. Prática no uso de equipamentos técnicos de cálculo, como computadores e calculadoras eletrônicas.

A fim de servir como roteiro para estas revisões, apresentamos a seguir algumas questões típicas que servirão também para o estudante conferir o estado atual de seus conhecimentos práticos nestes assuntos. Ao encontrar dificuldade num determinado problema, recomenda-se uma revisão do assunto tratado.

QUESTÕES PROPOSTAS[1]

Para resolver os problemas de Estequiometria Industrial consulte a referência 2.

1.1 A solução aquosa de um sal, de concentração C_1 kg/m³, é alimentada em vazão constante (a m³/h) a partir de um tanque de grande capacidade, a um outro munido de agitador. Este encerra 250 ℓ de água pura no início da operação. À medida que a solução salina *escoa para o tanque agitado à razão de a m³/h, a mistura resultante é também retirada* à mesma razão, indo para o processo onde deverá ser utilizada. Na saída do primeiro tanque há uma válvula de regulação automática de vazão e o segundo tanque é equipado com um regulador de nível que atua outra válvula automática na saída desse tanque, mantendo constante o nível da mistura no tanque. Pede-se: a) relacionar a concentração C da solução alimentada ao processo num dado instante com o tempo θ decorrido desde o início da operação (adotar $a = 50$ ℓ/h); b) o tempo necessário para ser obtida solução de concentração igual à metade do valor C_1; c) como se poderá tomar duas vezes maior o tempo calculado em b?

1.2. Uma reação catalítica entre os reagentes gasosos A e B para fornecer o produto gasoso AB_2 deve ser realizada em processo contínuo. Em virtude da baixa conversão por passe no reator, que é de 33,3%, e do elevado custo dos reagentes, decidiu-se operar com reciclo da mistura que sai do reator, após separação do produto formado, por absorção num solvente não-volátil. Os reagentes não são absorvidos de modo apreciável durante a recuperação do produto, porém a recuperação deste não é total. A mistura gasosa a ser reciclada encerra 1 mol % do produto AB_2 ao sair do sistema de absorção. A mistura alimentada encerra os reagentes na proporção estequiométrica e mais um por cento do material inerte C, que também não é absorvido em proporção apreciável durante a recuperação do produto formado no reator. A fim de evitar o acúmulo deste material inerte no sistema, o que viria prejudicar a conversão dos reagentes em produto, deve-se purgar uma parte dos gases que saem da coluna de absorção de modo a manter abaixo de 3% o teor de inerte no reciclo. Por 100 kmol de alimentação, calcule:

a) a purga necessária para manter as condições impostas;
b) a quantidade da AB_2 formada;
c) o rendimento global do processo;
d) o reciclo;
e) a porcentagem de C na entrada do reator.

I.3. Um forno experimental queima metano com a quantidade teórica de ar. Devido a defeitos de construção e má operação do forno, a reação não se complementa integralmente. Dez por cento do carbono queimado formam CO, o restante passa a CO_2 e não se forma fuligem, nem alcatrão. O metano é alimentado a 25°C e o ar, com 30% de umidade, é pré-aquecido a 80°C. Os fumos saem do forno a 450°C. Calcular a porcentagem do metano alimentado que se queima no forno. Quais são as suas recomendações para corrigir ou melhorar a operação do forno? Na hipótese de se poder melhorar em 20% a queima do metano, dê sua estimativa da nova temperatura dos fumos.

Dados: pressão de vapor da água a 80°C, 355 mm de Hg; pressão barométrica, 700 mm de Hg; entalpia-padrão de combustão do metano, dando água líquida e CO_2, 212798 cal/mol; entalpia de vaporização da água líquida a 18°C, 584 kcal/kg; composição volumétrica do ar, 21% de oxigênio e 79% de nitrogênio.

I.4. Uma bolsa de gás natural acha-se inicialmente à pressão de 260 atm e 65°C. O fator de compressibilidade do gás nestas condições foi avaliado em 0,80. Após produzir trinta e cinco milhões de metros cúbicos de gás, medidos a 20°C e 1 atm, a pressão caiu para 170 atm e, a temperatura, para 64°C. O fator de compressibilidade nestas novas condições é avaliado em 0,85. Calcular a quantidade, em metros cúbicos normais, de gás natural inicialmente presente na bolsa.

I.5. A seguinte análise de Orsat foi obtida para os gases de escape de um motor funcionando com uma gasolina parafínica de densidade API igual a 60° e ponto de ebulição médio (base molar) de 120°C: CO_2 13%, CO 0,3%, O_2 0,5%. Qual é a sua estimativa da massa molecular da gasolina empregada?

I.6. Numa instalação que produz ácido nítrico pela destilação de uma mistura de nitrato de sódio e ácido sulfúrico, a destilação teve o curso descrito pela tabela que se segue, onde θ é o tempo em horas medido a partir do início da operação, C é a concentração do destilado que se condensa no instante θ (expressa em porcentagem de HNO_3 em peso) e m a massa total do destilado recolhido desde o início da operação até o instante θ:

θ (horas)	C (%)	m (kg)
0	0	0
1/4	30,0	100
1/2	60,0	190
3/4	75,5	290
1	83,0	380
1,5	93,0	570
2	97,0	860
3	95,5	1150
4	94,2	1530
5	92,5	1910
6	91,0	2290
7	89,0	2680
8	86,7	3060
9	84,2	3440
10	81,3	3820
11	77,6	4210
12	73,0	4590
13	67,7	4970
14	60,0	5350
15	42,0	5740
15,167 (final)	35,0	5800

a) Prepare um gráfico mostrando a concentração do ácido que resultaria da coleta contínua e mistura num tanque, de todo o condensado em função da quantidade recolhida.

b) Qual é o peso máximo de ácido de 90,0% em peso, que se poderia obter num processo que envolvesse tão-somente a segregação do condensado à medida que este se forma?

1.7. A vazão do produto formado num processo químico é medida e registrada continuamente durante a operação. O gráfico obtido é fornecido na fig. 1.1. Determine o volume total produzido num período de vinte e quatro horas (entre meia noite de um dia e meia noite do dia seguinte).

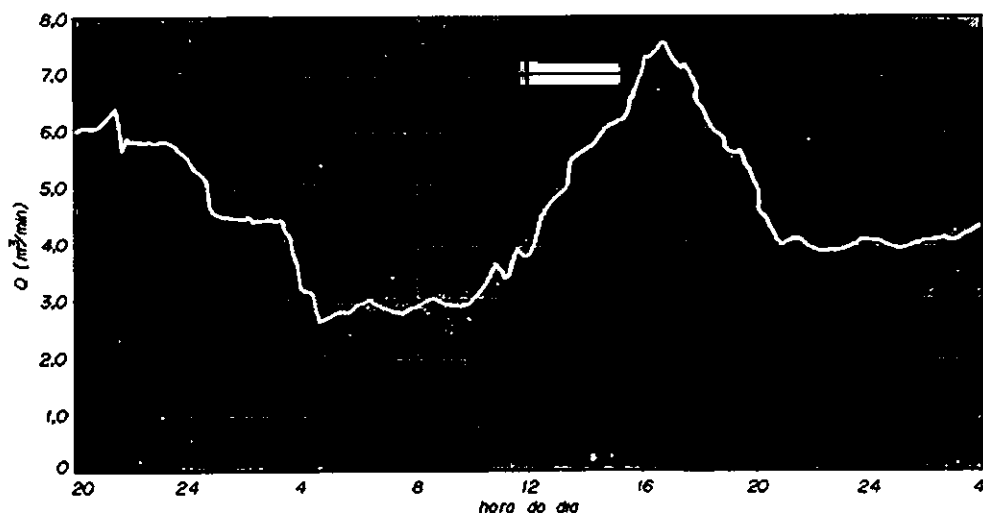



Fig. 1.1 – Variação da vazão com o tempo.

1.8. Durante os trabalhos para verificar o funcionamento de um processo químico industrial tornou-se necessário determinar a velocidade média de escoamento da água numa das tubulações. O meio mais conveniente para isso é um método indireto no qual se mede a massa m de água que sai do tubo por um ponto conveniente a ser escolhido, durante um certo intervalo de tempo θ. De posse da medida do diâmetro D da tubulação e do valor da densidade ρ obtida de manuais, calcula-se a velocidade média

$$V = \frac{4\,m}{\pi D^2\,\theta\,\rho}$$

Antes de levar avante as determinações o engenheiro encarregado do ensaio decidiu calcular a incerteza dos resultados a serem obtidos com a equação acima. Para tanto, fez as seguintes estimativas, tanto dos prováveis valores das variáveis, como das respectivas incertezas das medidas:

1. A água a ser coletada será da ordem de 100 kg, uma vez que as balanças disponíveis na fábrica têm essa capacidade. Por outro lado, observando o mau estado de conservação das mesmas, julga que uma estimativa conservativa da incerteza da medida é de ± 5 kg.

2. O tempo de coleta da amostra será da ordem de 70 segundos, de acordo com informações que obteve. Um relógio elétrico será utilizado para medir o tempo e o engenheiro acha que os erros pessoais e do relógio combinados não excederão ± 1 s.

3. O diâmetro nominal do tubo é 1". Levando em conta um pouco de ovalização, erros de calibração e incrustações, fez uma estimativa de que o erro da medida do diâmetro não excederá ± 0,03".

4. A densidade da água a 16°C (temperatura da medição) é 0,999 kg/ℓ. A incerteza na medida da temperatura é de ± 1°C, correspondendo a uma variação de densidade menor do que 0,1%. Uma vez que a incerteza na densidade é uma ordem de grandeza menor do que as demais, seu efeito será desprezado.

a) Faça uma previsão do erro provável da medição final.

b) Que precisões das medidas parciais serão necessárias para dar um erro provável na medição final inferior a 2%?

1.9. Uma série de experiências foi realizada com a finalidade de se determinar a variação com a temperatura da capacidade calorífica do glicol etilênico a pressão constante. Cada ensaio consistiu no aquecimento de uma quantidade previamente conhecida de glicol entre limites de temperatura pré-fixados, conforme indicado na tabela que segue. O calor fornecido a pressão constante foi determinado em cada caso pelo consumo de energia elétrica de uma resistência imersa no glicol.

Intervalo de temperatura (°C)	Calor transferido (kcal/kg)
0 - 20	11,3
20 - 40	11,8
40 - 60	12,2
60 - 80	12,7
80 - 100	13,1
100 - 120	13,6
120 - 140	14,0
140 - 160	14,5
160 - 180	15,0
180 - 200	15,4

1.10. Obtenha a expressão empírica que relaciona a capacidade calorífica específica do isobutanol, a pressão constante, com a temperatura, a partir dos seguintes dados experimentais:

T (°C)	0	10	20	30	40	50
c_p (cal/g°C)	0,505	0,537	0,570	0,607	0,642	0,675

T (°C)	60	70	80	90	100	
c_p (cal/g°C)	0,705	0,737	0,770	0,808	0,840	

Calcule a variação de entalpia de 3 kg desse álcool entre 20°C e 90°C: a) graficamente; b) analiticamente.

1.11. Com base em princípios fundamentais chegou-se à conclusão de que a viscosidade de um líquido poderia ser relacionada com a temperatura através de uma expressão do tipo:

$$\mu = a e^{\frac{b}{T}}$$

Nessa expressão, que é válida para pequenos intervalos de temperatura,

μ = viscosidade em cP
T = temperatura em K
a,b = constantes empíricas

Qual é a expressão para o tetracloreto de carbono? Os dados experimentais disponíveis são os seguintes:

T (°C)	20	30	40	50	60	70	80
μ (cP)	0,969	0,843	0,739	0,651	0,585	0,524	0,468

1.12. A viscosidade de um gás é aproximadamente proporcional à temperatura absoluta elevada a alguma potência p. Determinar p a partir dos seguintes dados para o CO_2 a 1 atm e compare o resultado obtido graficamente com o obtido por métodos analíticos.

T (°K)	288	293	303	313	372	455
μ (cp)	0,01457	0,01480	0,0153	0,0157	0,0186	0,0222
T (°K)	575	763	958	1123	1325	
μ (cp)	0,0268	0,0330	0,0380	0,0436	0,0479	

1.13. O coeficiente de película (h) para transmissão de calor por convecção é relacionado com a velocidade de escoamento do fluido (V) pela equação $h = a\ V^b$. Determine as constantes a e b a partir dos seguintes dados experimentais:

V (ft/seg)	1	3	5	7	9	12
h ($Btu/h.ft^2.°F$)	150	370	565	750	920	1160

1.14. Durante uma filtração a pressão constante, o volume de filtração recolhido variou com o tempo de filtração segundo uma equação do tipo

$$V^2 = K \cdot \theta$$

onde: θ = tempo (minutos)
V = volume de filtrado (litros)
K = constante empírica.

Determine K por diferenciação gráfica, a partir dos seguintes dados experimentais:

θ (min)	0	2	4	5	7	9	12	15	20
V (ℓ)	0	180	254	284	337	380	440	490	570

1.15. Com o auxílio da expressão deduzida a partir da 1ª lei da termodinâmica:

$$-vdP = dW_{VC} + (g/g_c)dX + V\,dV/g_c + \frac{2f\,V^2dL}{g_c\,D}$$

(v = volume específico, P = pressão total, W_{VC} = trabalho fornecido ao volume de controle, X = altura no ponto considerado, V = velocidade de escoamento, f = fator de fricção da equação de Fanning, g_c = fator de consistência).

Explique o que acontece quando:

a) um líquido que circula por uma tubulação horizontal passa por um estreitamento brusco (orifício ou válvula parcialmente aberta), esclarecendo o que ocorre quando o es-

treitamento se toma progressivamente mais importante e justificando todas as hipóteses formuladas;

b) um gás perfeito circula por uma tubulação horizontal com velocidade de massa constante *G*. Sendo *L* o trecho de tubulação por onde o gás escoa com queda de pressão moderada, calcular a perda de pressão nesse trecho, justificando as hipóteses adotadas para os cálculos.

I.16. Água a 40°C está escoando através de um tubo longo de 4" de diâmetro nominal, Schedule 40, a uma vazão de 50 ℓ/min. Calcule: a) a velocidade da água no centro do tubo; b) a perda de carga por 100 m de tubo; c) a leitura num manômetro em *U*, contendo tetracloreto de carbono como líquido manométrico e cujos ramos estão ligados a tomadas de pressão nos flanges de um orifício de 5 cm de diâmetro; d) a perda de carga no ponto onde o tubo se une a um outro de 6"; e) o diâmetro econômico do tubo.

I.17. Na fig. I-2 acha-se representado um tanque elevado, do qual sai uma tubulação de aço-carbono Schedule 80 com os diâmetros nominais indicados. Pelo sistema circula xilol a 60°C. A pressão no tanque é 1 atm. Qual deverá ser a altura *X* do xilol no tanque para que a vazão através da tubulação seja de 500 ℓ/min? Se um trecho adicional de tubo com 30 m de extensão for acrescentado, qual será a nova vazão?

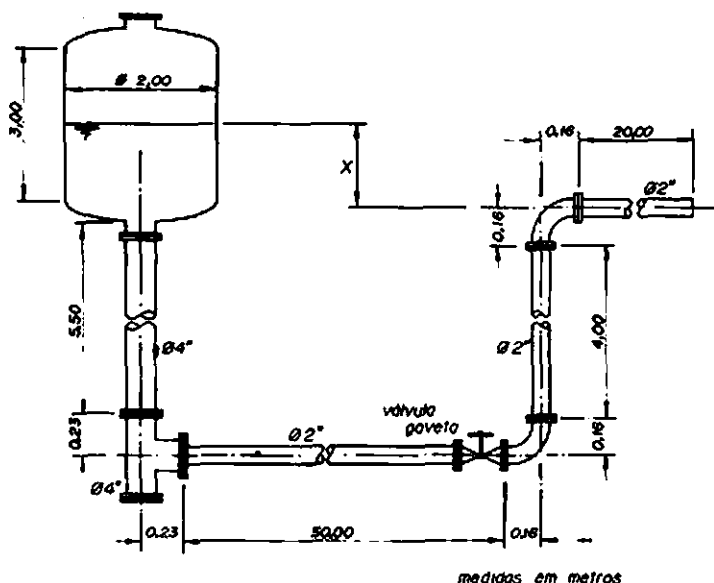



Fig. I.2 – Esquema da instalação do problema I.17.

I.18. Projete um orifício com tomadas de pressão nos flanges, para medir a vazão de CH_4 a 5 atm e 30°C num tubo de 6", Schedule 80. São dados:

1. Vazão aproximada do gás: 0,870 m^3/s nas condições de escoamento.
2. O manômetro disponível é do tipo *U*, com 30 cm de comprimento.
3. O fluido manométrico a ser utilizado é uma gasolina colorida, com densidade 0,875 g/ml.

1.19. Dois mil quilos de ácido residual de um processo de nitração encerrando 36% de HNO_3, 27% de H_2SO_4 e 37% de H_2O a 40°C são fortificados com 120 kg de ácido sulfúrico a 92% em peso e 85 kg de ácido nítrico de 60% em peso, ambos a 18°C. Calcule a temperatura máxima que a mistura poderá atingir e o calor a ser removido para resfriar a mistura até 10°C. Utilize a fig. I-3 obtida com os dados adaptados de McKinley e Brown(3).

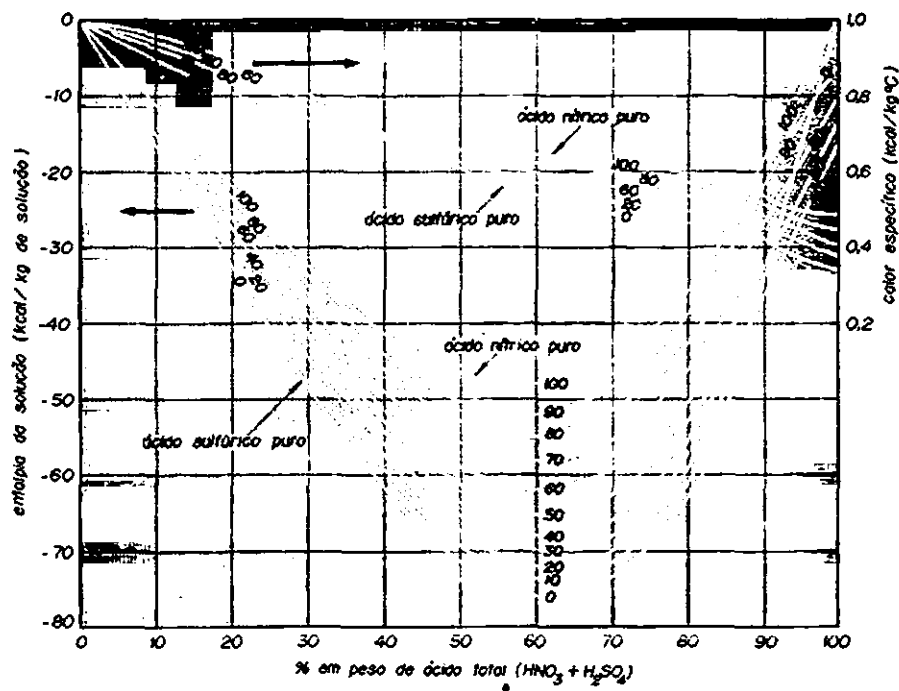



Fig. I.3 – Diagrama entalpia-concentração para o problema I.19.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

(1) Gomide, R.: "Manual de Operações Unitárias", Cenpro Ltda. – Editores, São Paulo, 1969.

(2) Gomide, R.: "Estequiometria Industrial", 2ª edição, ed. do autor, São Paulo, 1979.

(3) McKinley e Brown: *Chem. Met. Eng.*, 49 (1942).

CAPÍTULO 2

Propriedades dos sólidos particulados

O conhecimento das propriedades dos sólidos particulados é fundamental para o estudo de muitas operações unitárias como a fragmentação, o peneiramento, a fluidização, a mistura, o armazenamento, as separações mecânicas, o escoamento de fluidos através de leitos granulares e a adsorção.

De um modo geral as propriedades são de duas categorias: as que só dependem da natureza das partículas e as que se associam com todo o sistema. Do primeiro tipo são a forma, a dureza, a densidade, o calor específico e a condutividade das partículas. As da segunda categoria são a densidade aparente, a área específica, as condutividades, a permeabilidade e o ângulo de repouso natural. Neste segundo caso a propriedade passa a ser uma característica do conjunto (ou da amostra) e não mais do sólido em si.

O que se tem verificado é que as propriedades da segunda categoria, ou seja, as propriedades do leito poroso constituído das partículas sólidas separadas umas das outras na amostra, dependem principalmente da porosidade do leito, que por sua vez está associada com a distribuição granulométrica das partículas, além de outros fatores.

CARACTERIZAÇÃO GRANULOMÉTRICA

Tanto a especificação da finura desejada, como o cálculo da energia necessária para realizar uma operação de fragmentação requerem a definição prévia do que se entende por *tamanho* das partículas do material. A determinação de ou-

tras características do produto moído também exige o conhecimento prévio da granulometria e geometria das partículas que o constituem. O assunto interessa igualmente a outras operações unitárias, como a mistura, as separações inerciais e a adsorção, além de ser importante em processos como a catálise heterogênea. Muitas vezes as propriedades sofrem a influência marcante do grau de sub-divisão. A *toxidês de certas poeiras depende da distribuição granulométrica, além* da composição química[1].

Distinguem-se pelo tamanho cinco tipos de sólidos particulados. Apesar de não ser muito nítida, esta classificação é útil por ser descritiva:

— pós, com partículas de 1 μ até 0,5 mm
— sólidos granulares, cujas partículas têm 0,5 a 10 mm
— blocos pequenos: 1 a 5 cm
— blocos médios: 5 a 15 cm
— blocos grandes: maiores do que 15 cm

Consideraremos inicialmente os materiais com partículas de mesmo tamanho, para depois tratarmos do caso geral de amostras com partículas de tamanhos variados.

MATERIAIS COM PARTÍCULAS UNIFORMES

Quando as partículas do material são todas iguais, o problema da determinação de seu número, volume e superfície externa é bastante simples. Consideremos uma partícula isolada. Seu tamanho poderá ser definido pela dimensão linear de maior importância, como o diâmetro, no caso de partícula esférica, ou o comprimento da aresta, se ela fôr cúbica. No caso de partículas de outras formas geométricas ou irregulares, uma dimensão deverá ser arbitrariamente escolhida. Geralmente a dimensão imediatamente abaixo da maior é a preferida, porque é a que mais se aproxima do tamanho obtido experimentalmente.*

O tamanho da partícula pode ser obtido por diversos meios: diretamente ou com o auxílio de um microscópio, por peneiramento, decantação, elutriação ou centrifugação. Tanto a *medida direta* como a *microscópica* dispensam explicação. Neste último caso o método empregado é o de Rosiwal[1], que consiste em ir virando a partícula sobre uma lâmina microscópica e quadriculada de modo a facilitar a medida. Tira-se a média de cem partículas e depois compara-se com a média de duzentas para verificar se os resultados são concordantes.

O *peneiramento* consiste em fazer passar a partícula através de malhas progressivamente menores, até que ela fique retida. O tamanho da partícula estará

(*) Em algumas aplicações utiliza-se o diâmetro do círculo de mesma área de secção transversal que a partícula em sua posição de máxima estabilidade. Outras medidas serão também apresentadas ao tratarmos de outras operações.

compreendido entre a medida da malha que a reteve e a da imediatamente anterior. A média aritmética das aberturas destas malhas servirá para caracterizar o tamanho da partícula.

A *decantação* e a *elutriação* são métodos indiretos que se baseiam na medida da velocidade de decantação da partícula num fluido. Estando relacionada diretamente com as dimensões da partícula, esta velocidade permitirá o cálculo do tamanho, desde que se conheça a equação que descreve o fenômeno. No primeiro caso, o material é posto em suspensão que se deixa em repouso durante um certo tempo, findo o qual o nível dos sólidos decantados terá descido de uma distância que se mede. A velocidade de decantação é obtida dividindo a distância pelo tempo e, a partir do valor achado, calcula-se o tamanho da partícula. Na elutriação o princípio empregado é o mesmo, porém a suspensão é mantida em escoamento ascendente através de um tubo. Variando-se a velocidade de escoamento, será fácil descobrir o valor necessário para evitar a decantação das partículas. Esta será a velocidade de decantação do material. Muitas vezes a elutriação é feita com ar, sendo esta técnica particularmente importante para a determinação do tamanho de poeiras contaminantes. Um tipo de equipamento utilizado neste caso é o analisador Roller[1]. A vantagem da elutriação é que ela permite efetuar a medida instantânea do diâmetro. Representado por u a velocidade de decantação (cm/s) da partícula esférica de diâmetro D (microns) e densidade ρ (g/cm^3) num fluido de densidade ρ' e viscosidade μ (cP), a lei de Stokes será aplicável se a decantação fôr realizada em regime viscoso, podendo-se escrever:

$$\mu = \frac{g D^2 (\rho - \rho')}{18 \times 10^6 \mu}$$

Esta expressão permite calcular diretamente o diâmetro da partícula:

$$D = 1355 \sqrt{\frac{u\mu}{\rho - \rho'}}$$

Observa-se que o diâmetro assim calculado é o da esfera de mesma densidade e velocidade de decantação que a partícula considerada, pois a lei de Stokes é válida para partículas esféricas.

O método de *centrifugação*, também indireto, obedece ao mesmo princípio dos anteriores, porém a força gravitacional é substituída por uma força centrífuga cujo valor pode ser bastante grande, à conveniência do operador. É útil principalmente quando as partículas são muito pequenas, sendo porisso de decantação natural muito lenta.

Seja D o tamanho característico da partícula, obtido por qualquer destes métodos. Esta dimensão será o diâmetro, mesmo que a partícula não seja esférica. As características importantes do material poderão ser calculadas em função de D como segue:

1. *Superfície externa da partícula (s)*

$$s = a\,D^2$$

O valor do parâmetro a depende da forma da partícula. Para cubos, é igual a 6 e, para esferas, vale π.

2. *Volume da partícula (v)*

$$v = b\,D^3$$

O parâmetro b também depende da forma, sendo igual a 1 para partículas cúbicas e $\pi/6$ para partículas esféricas.

3. *Fator de forma (λ)*

A relação

$$\lambda = \frac{a}{b}$$

será denominada *fator de forma* da partícula. É igual a 6,0 para cubos e esferas, sendo maior para partículas irregulares. Muitos produtos de operações de moagem têm λ aproximadamente igual a 10,5(*). Para materiais pulverizados λ varia de 7 a 8 e, para partículas laminares de mica, é igual a 55(**).

4. *Número de partículas da amostra (N)*

Sendo M a massa da amostra e ρ a densidade do sólido, o número de partículas será:

$$N = \frac{\text{volume total da amostra}}{\text{volume de cada partícula}} = \frac{M}{b\,D^3\,\rho}$$

5. *Superfície externa (S)*

$$S = N\,s = \frac{M}{b\,D^3\,\rho}\,a\,D^2 = \frac{\lambda M}{D\,\rho}$$

6. *Superfície específica*

$$\frac{S}{M} = \frac{\lambda}{D\,\rho}$$

(*) Valor calculado com base no inverso do fator de forma definido por Gaudin[2].
(**) Valor baseado no tamanho da maior aresta[3].

Aplicação 1

Uma amostra de mica foi observada com uma lente e diversas plaquetas do material foram examinadas e medidas, verificando-se que elas eram praticamente do mesmo tamanho. Suas dimensões médias resultaram as seguintes: espessura 0,5 mm, largura 8 mm, comprimento 14 mm. Calcular o fator de forma das partículas.

Solução

Admitindo que as partículas sejam paralelepípedos retângulos e lembrando que neste caso $D = 8$ mm, resulta:

$$s = 2(0{,}5 \times 8 + 14 \times 8 + 0{,}5 \times 14) = 246 = a.8^2 \quad \therefore \quad a = 3{,}84$$

$$v = 0{,}5 \times 8 \times 14 = 56 = b.8^3 \quad \therefore \quad b = 0{,}109$$

Portanto

$$\lambda = \frac{3{,}84}{0{,}109} = 35{,}3$$

MATERIAIS HETEROGÊNEOS

Neste caso o material terá que ser separado em frações com partículas uniformes por qualquer dos métodos de decantação, elutriação ou centrifugação anteriormente descritos. O meio mais prático, no entanto, consiste em passar o material através de uma série de peneiras com malhas progressivamente menores, cada uma das quais retém uma parte da amostra. Esta operação, conhecida como *análise granulométrica*, é aplicável a partículas de diâmetros compreendidos entre 7 cm e 40 μ. Abaixo deste valor deve-se recorrer a um dos métodos descritos anteriormente(*).

Todavia, abaixo de 80 μ o peneiramento já é insatisfatório. O material retido em cada peneira é pesado separadamente, sendo a sua quantidade relacionada com a abertura da malha que o reteve.

A análise granulométrica é realizada com peneiras padronizadas quanto à abertura das malhas e à espessura dos fios de que são feitas. Há diversas séries de peneiras, sendo mais importantes as do British Standard (BS), do Institute of Mining and Metallurgy (IMM), do National Bureau of Standards e a série Tyler, que é a mais comumente utilizada no Brasil. Consta de catorze peneiras e tem como base uma peneira de 200 malhas por polegada (200 mesh), feita com fios de 0,053 mm de espessura, o que dá uma abertura livre de 0,074 mm. As demais peneiras da série e que são colocadas acima desta durante o ensaio, apresentam 150, 100, 65, 48, 35, 28, 20, 14, 10, 8, 6, 4 e 3 mesh respectivamente. Quando se passa de uma peneira para a imediatamente superior (por exemplo da de 200 para a de 150 mesh, ou da de 8 para a de 6 mesh) a área da abertura é multiplicada por dois e, portanto, o lado da malha é multiplicado por

---

(*) Ver por exemplo Brown e associados p. 92[4].

$\sqrt{2}$. Quando se deseja a separação da amostra em frações de tamanhos mais próximos do que os consecutivos da série normal, utilizam-se peneiras intermediárias cujas aberturas guardam uma relação de 1: $\sqrt[4]{2}$ com as adjacentes da série normal. As características das diversas peneiras da série normal Tyler acham-se na tabela II.1. A série completa e as séries BS, IMM e da ASTM encontram-se no apêndice A-1.

O ensaio consiste em colocar a amostra sobre a peneira mais grossa utilizada no ensaio (poderá ser a peneira 3 da Tyler normal ou qualquer outra) e agitar em ensaio padronizado o conjunto de peneiras colocadas umas sobre as outras na ordem decrescente da abertura das malhas. Abaixo da última peneira há uma panela que recolhe a fração contendo as partículas mais finas do material e que conseguem passar através de todas as peneiras da série. A fim de padronizar o ensaio, o conjunto poderá ser agitado ou vibrado mecanicamente. Um dos dispositivos que se costuma empregar, conhecido como Ro-Tap, obriga o conjunto de peneiras a descrever uma trajetória elítica sobre o plano horizontal. Ao final de cada volta, o conjunto recebe um golpe seco. Empregam-se também agitadores nos quais o conjunto fica sobre molas ou pendurado. O ensaio dura de 15 a 20 minutos. Algumas vezes a operação é realizada com a amostra em suspensão num líquido para facilitar a separação das partículas.

Tabela II-1

PENEIRAS DA SÉRIE TYLER PADRÃO

Malha	Abertura livre		Diâmetro do fio (mm)
	polegadas	mm	
3	0,263	6,680	1,78
4	0,185	4,699	1,65
6	0,131	3,327	0,914
8	0,093	2,362	0,813
10	0,065	1,651	0,889
14	0,046	1,168	0,635
20	0,0328	0,833	0,437
28	0,0232	0,589	0,318
35	0,0164	0,417	0,310
48	0,0116	0,295	0,234
65	0,0082	0,208	0,183
100	0,0058	0,147	0,107
150	0,0041	0,104	0,066
200	0,0029	0,074	0,053

Terminado o ensaio, as quantidades retidas nas diversas peneiras e na panela são determinadas por pesagem e as diversas frações retidas podem ser calculadas dividindo as diversas massas retidas pela massa total da amostra. Se numerarmos em seqüência as peneiras utilizadas, começando pela de cima, e representarmos por m_i a massa retida sobre a peneira i e M a massa total da amostra, a fração retida nesta peneira será (fig. II.1):

$$\Delta \varphi_i = \frac{m_i}{M}$$

Esta fração poderá ser caracterizada indiferentemente de dois modos:

1º) Como a fração que passou pela peneira $i-1$ e ficou retida na peneira i. Se estas foram as peneiras 14 e 20 respectivamente, será a fração 14/20 ou -14 + 20.

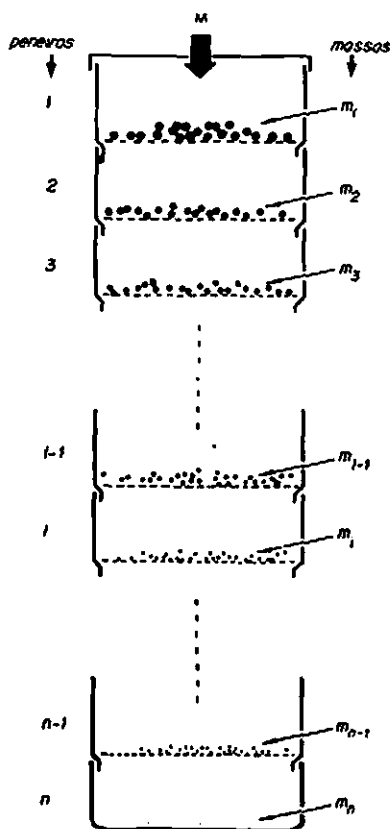



Fig. II.1 – Frações recolhidas nas peneiras.

2º) Como a fração representada pelas partículas de diâmetro $\overline{D_i}$ igual à média aritmética das aberturas das malhas das peneiras i e $i-1$. No caso que estamos exemplificando, será a fração com partículas de tamanho

$$\overline{D_i} = \frac{0{,}833 + 1{,}168}{2} = 1{,}000 \text{ mm}$$

Apresentação dos resultados

Os resultados de uma análise granulométrica poderão ser apresentados sob a forma de tabelas ou gráficos. A tabela II-2 é a *análise granulométrica diferencial* (AGD) do material. As diversas frações retidas ($\Delta\varphi_i$) e os diâmetros das partículas ($\overline{D}_i$) figuram ao lado dos números das peneiras ($i-1$ e i) entre as quais acham-se retidas as frações correspondentes. Convém lembrar que $\overline{D}_i$ é adotado igual à média aritmética das aberturas das malhas das peneiras i e $i-1$. Na realidade as dimensões das partículas de cada fração recolhida variam desde $\overline{D}_{i-1}$ até $\overline{D}_i$, que são as aberturas das peneiras entre as quais ficaram retidas, porém a aproximação feita não acarreta erros importantes, a não ser quando se trata da fração n retida na panela. O recurso neste caso é extrapolar os dados conforme será discutido adiante.

Tabela II-2
ANÁLISE GRANULOMÉTRICA DIFERENCIAL

Peneiras	Aberturas D_i (mm)	$\overline{D_i}$ (mm)	Fração $i-1$ / i	$\Delta\varphi_i$
4	4,699	4,013	4/6	0,0251
6	3,327	2,844	6/8	0,1250
8	2,362	2,006	8/10	0,3207
10	1,651	1,410	10/14	0,2570
14	1,168	1,000	14/20	0,1590
20	0,833	0,711	20/28	0,0538
28	0,589	0,503	28/35	0,0210
35	0,417	0,356	35/48	0,0102
48	0,295	0,252	48/65	0,0077
65	0,208	0,178	65/100	0,0058
100	0,147	0,126	100/150	0,0041
150	0,104	0,089	150/200	0,0031
200	0,074	<0,074	– 200	0,0072
panela	<0,074			

Na tabela II-3 são apresentadas as *análises granulométricas acumuladas* do

Tabela II-3
ANÁLISES GRANULOMÉTRICAS ACUMULADAS

Malhas	D_i (mm)	Fração acumulada retida (φ_i)	Fração acumulada de finos ($1 - \varphi_i$)
4	4,699	0,0000	1,0000
6	3,327	0,0251	0,9749
8	2,362	0,1501	0,8499
10	1,651	0,4708	0,5291
14	1,168	0,7278	0,2721
20	0,833	0,8868	0,1131
28	0,589	0,9406	0,0594
35	0,417	0,9616	0,0384
48	0,295	0,9718	0,0282
65	0,208	0,9795	0,0205
100	0,147	0,9853	0,0143
150	0,104	0,9894	0,0106
200	0,074	0,9925	0,0075
–200	–	1,0000	0,0000

mesmo material. Há dois tipos de análise acumuladas: a primeira apresenta, em função de cada D_i (abertura da peneira i), a fração acumulada retida nessa peneira ou fração acumulada de grossos (φ_i) que se calcula somando à fração retida na peneira i as frações retidas em todas as peneiras anteriores:

$$\varphi_i = \Delta\varphi_1 + \Delta\varphi_2 + \ldots + \Delta\varphi_i$$

O valor φ_i representa, assim, a fração da massa total da amostra que não consegue passar através da peneira i. Se a peneira i fôr a 20, será a fração + 20. É evidente que, para a mistura toda, φ_i é igual a um. O segundo tipo de análise granulométrica acumulada é o que relaciona D_i com a fração acumulada que passa pela peneira i, ou seja, $1 - \varphi_i$. O valor $1 - \varphi_i$ representa a fração da massa total da amostra ensaiada que consegue passar pela peneira i, ou seja, a fração da massa total que é formada de partículas mais finas do que D_i. No caso da peneira 20, será a fração – 20. O primeiro tipo de análise que acabamos de descrever é a *análise granulométrica acumulada de grossos ou retidos* (AGAR). O segundo é a *análise granulométrica acumulada de finos* (AGAF).

Ao utilizar a análise granulométrica diferencial deve-se supor que todas as partículas de uma dada fração apresentam o mesmo tamanho, que é a média aritmética das aberturas das malhas das duas peneiras entre as quais a fração ficou retida. Já o uso das análises acumuladas não requer esta hipótese. A relação entre φ e D é vista como uma função contínua passível de tratamento matemático. Por esse motivo, a utilização das análises acumuladas conduz, em princípio, a resultados mais exatos do que os obtidos a partir da análise diferencial.

Sob a forma gráfica, estes mesmos resultados são apresentados nas figuras II-2, II-3 e II-4, que representam respectivamente a *análise diferencial*, a *análise acumulada de retidos* e a *análise acumulada de finos*. Na figura II-2 a curva contínua foi traçada pelos pontos médios dos patamares e substitui a função em degrau obtida diretamente da análise granulométrica diferencial (tabela II-2). Essa curva representa a relação entre $\Delta\varphi_i$ e $\bar{D}_i$. A figura II-3 representa a análise granulométrica acumulada de retidos (φ_i *vs* D_i) sob a forma de uma curva contínua. A figura II-4 apresenta a análise acumulada de finos.

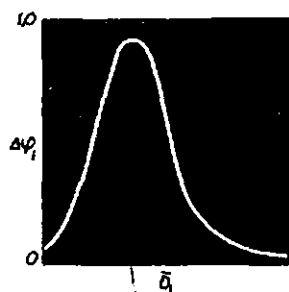



Fig. II.2 Análise Granulométrica Diferencial.

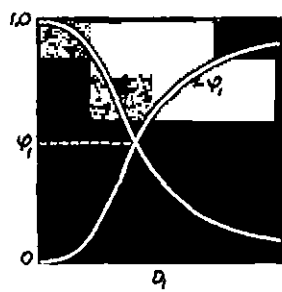



Fig. II.3 Análise Granulométrica Acumulada de Retidos.

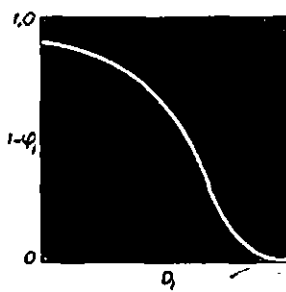



Fig. II.4 Análise Granulométrica Acumulada de Finos.

A curva da figura II-2 dá uma idéia da distribuição de tamanho das partículas na amostra. Indica, entre outras características do material, o intervalo de variação dos diâmetros, bem como as dimensões predominantes na amostra. Um pico acentuado na curva caracteriza a predominância de determinado tamanho de partícula. A existência de dois picos numa curva (Fig. II-5) revela que a amostra é mistura de dois materiais de origens diferentes. A curva é, na realidade, a soma de duas curvas que representam as análises diferenciais dos dois materiais existentes na mistura.

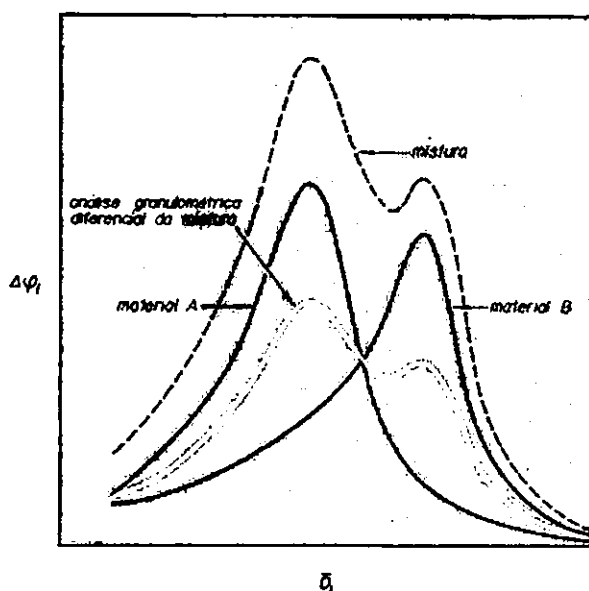



Fig. II.5
Mistura de dois materiais.

A forma das curvas II-3 e II-4 também dá uma indicação da distribuição das partículas na amostra. Para maior clareza, são apresentadas na fig. II-6 as características mais importantes associadas com três curvas de aspectos diferentes. Contudo, é sempre mais difícil visualizar a distribuição dos diâmetros com auxílio das análises acumuladas do que com as análises diferenciais.

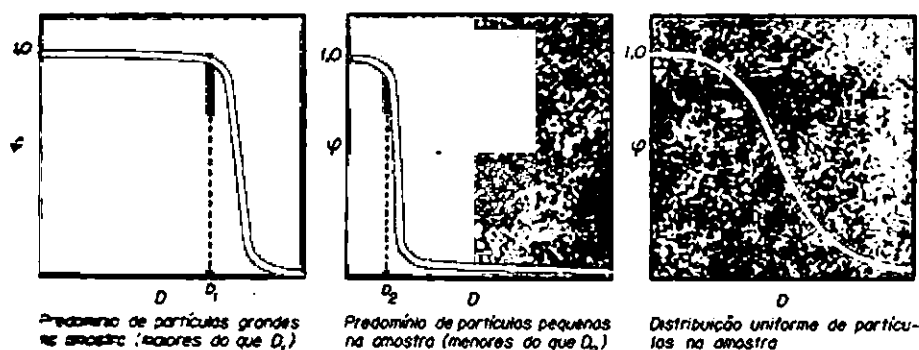



Fig. II.6 – Características da amostra reveladas pela forma da análise granulométrica de retidos.

Uma *curva de distribuição* pode ser obtida por diferenciação gráfica da curva representativa da análise acumulada de retidos. É bastante construir a curva dos coeficientes angulares das tangentes em cada ponto da curva da fig. II-3, em

função da abscissa do ponto de tangência. O gráfico obtido encontra-se na fig. II-7. Uma vez que a derivada de $\varphi = f(D)$ é negativa, o gráfico já foi construído diretamente com as quantidades positivas $-d\varphi/dD$ em função de D. A área sob a curva entre $D=0$ e $D=\infty$ mede a probabilidade de se encontrar na amostra uma partícula com dimensão entre esses limites. Esta probabilidade é de 100%. De fato:

$$\int_{D=0\ (\varphi=1)}^{D=\infty\ (\varphi=0)} -\frac{d\varphi}{dD}\, dD = -\varphi \Big|_{1}^{0} = 1$$

$-\frac{d\varphi}{dD}$

D

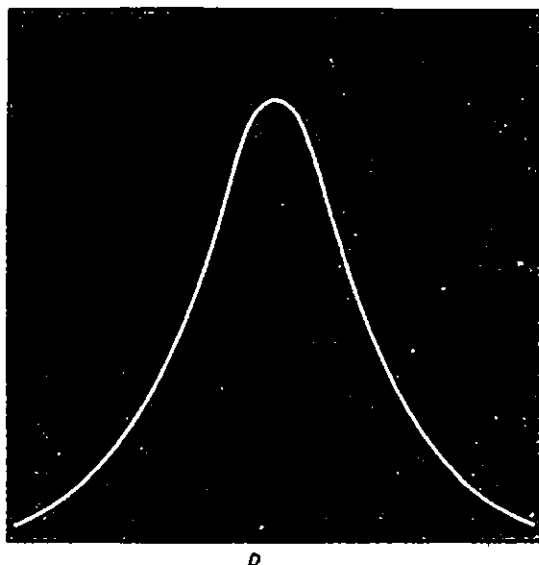



Fig. II.7
Curva de distribuição dos tamanhos.

Outros tipos de diagramas também podem ser utilizados para representar os resultados de uma análise granulométrica. Três merecem destaque: a análise diferencial em papel mono-logarítmico, a mesma análise em papel log-log e a análise acumulada de finos em papel de probabilidade. O primeiro (AGD em papel mono-log) é empregado para eliminar o inconveniente do acúmulo de pontos na região das partículas finas, responsável por enganos e imprecisões de leitura no gráfico. O segundo (AGD em papel log-log) permite extrapolar, na região dos finos, os resultados das análises granulométricas de materiais moídos. Verifica-se que nesta região os pontos ficam sobre uma reta*. Finalmente, o gráfico em papel de probabilidade é útil para o tratamento estatístico da amostra**.

(*) A este assunto voltaremos adiante.

(**) Para uma revisão do assunto recomendamos uma consulta à ref. (6), Mickley, Sherwood e Reed, p-61 e seguintes e ref. (7), Foust e associados, p. 534.

Cálculos baseados nas análises granulométricas

A seguinte nomenclatura será adotada para deduzir as expressões a seguir:

M = massa da amostra
S = superfície externa total da amostra
s = superfície externa de uma partícula
N = número de partículas da amostra
ρ = densidade das partículas (será admitido que todas as partículas apresentam a mesma densidade)
D = diâmetro das partículas (com índices que servirão para indicar a peneira sobre a qual estão retidas)
$\bar{D}$ = diâmetro médio das partículas (com índices que servirão para indicar o tipo de média)
φ_i = fração acumulada da massa da amostra que fica retida na peneira i.
$1-\varphi_i$ = fração da massa da amostra que passa pela peneira i.
a,b = parâmetros que dependem da forma da partícula e que relacionam o diâmetro com a superfície externa e com o volume, respectivamente (admitiremos que a e b são os mesmos para todas as partículas).
$\lambda = \dfrac{a}{b}$ = fator de forma das partículas (admitido constante para toda a amostra)
n = número de frações obtidas (desde a primeira peneira utilizada até a panela).

1. *Número de partículas da amostra*

O número de partículas presentes na massa M da amostra é calculado somando os números de partículas de todas as frações obtidas. Este cálculo poderá ser feito com os dados da análise granulométrica diferencial ou com a análise acumulada de retidos. Utilizando os dados da análise diferencial, pode-se escrever:

$$N = \sum_{1}^{n} \frac{M \Delta\varphi_i}{b_i \bar{D}_i^3 \rho_i}$$

Se b e ρ forem admitidos constantes para todas as frações da amostra, resulta:

$$N = \frac{M}{b\rho} \sum_{1}^{n} \frac{\Delta\varphi_i}{\bar{D}_i^3}$$

A somatória terá que ser obtida somando as parcelas $\dfrac{\Delta\varphi_i}{\bar{D}_i^3}$ para todas as frações da amostra, inclusive a presente na panela.

Com a análise acumulada de retidos obtém-se um resultado que, em princípio, é mais preciso do que o obtido com a expressão anterior. Quando $n \to \infty$ esta última expressão transforma-se na seguinte:

$$N = \frac{M}{b\rho} \int_0^1 \frac{d\varphi}{D^3}$$

A integral poderá ser calculada graficamente a partir dos dados da análise acumulada de retidos, sendo suficiente construir o gráfico de $1/D^3$ em função de φ e calcular a área compreendida entre a curva, o eixo das abscissas e as ordenadas levantadas por $\varphi = 0$ e $\varphi = 1$.

É claro que as expressões anteriores valem igualmente para uma parte da amostra, desde que mudemos os limites de integração ou da somatória. Por exemplo, para as frações retidas nas peneiras ℓ a k (inclusive) (frações retidas φ_ℓ e φ_k) resulta:

$$N_{\ell,k} = \frac{M}{b\rho} \sum_{\ell}^{k} \frac{\Delta\varphi_i}{\bar{D}_i^3} = \frac{M}{b\rho} \int_{\varphi_\ell}^{\varphi_k} \frac{d\varphi}{D^3}$$

Observe-se que a massa a utilizar continua sendo a massa total da amostra.

2. *Superfície externa das partículas*

Com as mesmas hipóteses anteriores pode-se escrever, com base na análise granulométrica diferencial:

$$S = \frac{\lambda M}{\rho} \sum_{1}^{n} \frac{\Delta\varphi_i}{\bar{D}_i}$$

O mesmo resultado pode ser obtido com os dados da análise acumulada de retidos:

$$S = \frac{\lambda M}{\rho} \int_0^1 \frac{d\varphi}{D}$$

Como no caso anterior, também esta integral poderá ser obtida graficamente construindo a curva $1/D$ versus φ e calculando a área limitada pelo eixo das abscissas e pelas ordenadas levantadas por $\varphi = 0$ e $\varphi = 1$.

A área específica será dada por

$$\frac{S}{M} = \frac{\lambda}{\rho} \int_0^1 \frac{d\varphi}{D}$$

As expressões anteriores valem igualmente para uma parte da amostra. A massa é a total M. Todavia, na expressão da área específica comparece também a massa M_{lk} correspondente à parte da amostra que se considera:

$$\frac{S_{\ell,k}}{M_{\ell,k}} = \frac{\lambda}{\rho\,(\varphi_k - \varphi_\ell)} \int_{\varphi_\ell}^{\varphi_k} \frac{d\varphi}{D}$$

3. *Diâmetros médios das partículas*

Vários tipos de média podem ser definidos para um dado material constituído de partículas irregulares. De fato, a amostra ensaiada apresenta características como a massa, o volume, a superfície externa e o número de partículas, que não podem ser simultaneamente representadas pela mesma função de uma dada dimensão linear média. Assim sendo, não é possível definir um diâmetro médio que, isoladamente, represente a mistura sob os diversos aspectos que a caracterizam. Se, por exemplo, o diâmetro médio, ao ser multiplicado pelo número total de partículas da amostra, der como resultado a soma dos diâmetros de todas as partículas, é óbvio que esse mesmo diâmetro não servirá para calcular a superfície externa total pela simples multiplicação da superfície externa da partícula média pelo número total de partículas da amostra. Idêntico raciocínio aplica-se ao volume total e à massa. Apenas uma propriedade da mistura poderá ser representada por um dado diâmetro médio. As demais terão que ser representadas por outros tantos diâmetros médios.

Dos diferentes critérios que têm sido adotados para obter diâmetros médios, um que se tem revelado útil pela rapidez de determinação é o utilizado por Bond para avaliar a energia consumida na redução de tamanho. O diâmetro médio da amostra é adotado igual à abertura da peneira através da qual passam 80% do material. Em outras palavras, é o diâmetro correspondente a $1-\varphi_i=0{,}8$. Os diâmetros médios utilizados em análises granulométricas serão apresentados a seguir[8].

a) Diâmetro médio aritmético ($\bar{D}_a$). É o diâmetro da partícula de tamanho médio. É importante no estudo da filtração de partículas sólidas através de malhas ou tecidos. Multiplicando o diâmetro desta partícula pelo número total de partículas obteremos a soma de todos os diâmetros da amostra. Sejam N_1, N_2, ... os números de partículas presentes nas diversas frações recolhidas durante a análise, de tamanhos $\bar{D}_1$, $\bar{D}_2$, ... respectivamente. O diâmetro médio aritmético será:

$$\bar{D}_a = \frac{N_1\bar{D}_1 + N_2\bar{D}_2 + \ldots + N_n\bar{D}_n}{N_1 + N_2 + \ldots + N_n} = \frac{\sum_1^n N_i\bar{D}_i}{\sum_1^n N_i}$$

Utilizando os dados da análise granulométrica diferencial, resulta

$$\bar{D}_a = \frac{\sum_1^n \frac{M\Delta\varphi_i}{b\bar{D}_i^3}\bar{D}_i}{\sum_1^n \frac{M\Delta\varphi_i}{b\bar{D}_i^3\rho}} = \frac{\sum_1^n \frac{\Delta\varphi_i}{\bar{D}_i^2}}{\sum_1^n \frac{\Delta\varphi_i}{\bar{D}_i^3}}$$

O mesmo resultado poderá ser obtido por meio da análise granulométrica acumulada de grossos:

$$\overline{D}_a = \frac{\int_0^1 \frac{d\varphi}{D^2}}{\int_0^1 \frac{d\varphi}{D^3}}$$

b) Média linear dos diâmetros ($\overline{D}_a'$). Não se trata agora de um diâmetro médio, mas de uma grandeza estatística e que tem importância no estudo da evaporação de gotículas no seio de gases, como na produção de fertilizantes ou café solúvel.

$\overline{D}_a'$ é a abscissa média do gráfico δ *vs* D da fig. II-8 semelhante ao da AGAR (φ *vs* D) e que permite substituir a área hachurada sob a curva pela do retângulo pontilhado. A ordenada é a fração acumulada na peneira i (semelhante à fração acumulada das massas retidas φ_i):

$$\delta_i = \Delta\delta_1 + \Delta\delta_2 + \ldots + \Delta\delta_i$$

onde:

$$\Delta\delta_i = \frac{N_i \overline{D}_i}{\sum_1^n N_i \overline{D}_i}$$

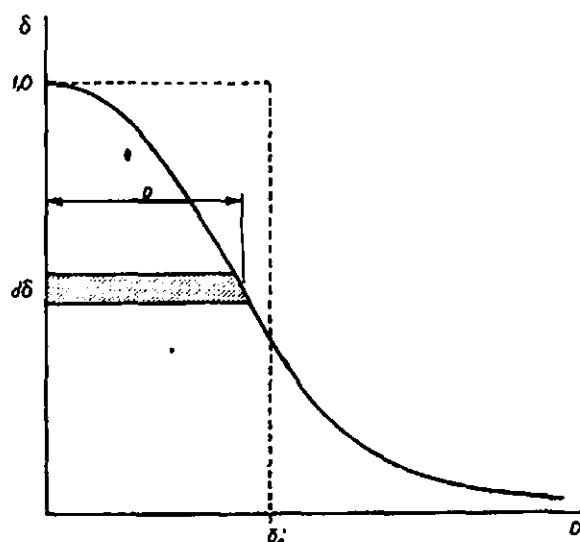



Fig. II.8
Média linear dos diâmetros.

É evidente que $\delta = 0$ quando $\varphi = 0$, isto é, para D infinito e vale 1,0 quando o diâmetro é zero. De acordo com a definição, $\overline{D}_a'$ é tal que

$$\overline{D}_a' \int_0^1 d\delta = \int_0^1 D\, d\delta$$

isto é,

$$\overline{D}'_a = \int_0^1 D.d\delta$$

O cálculo poderá ser feito em função dos dados da AGAR como segue:

$$d\delta = \frac{D\,dN}{\int_0^N D\,dN}$$

onde
$$dN = \frac{M\,d\varphi}{b\,D^3\rho}$$

Substituindo e efetuando os cálculos, resulta

$$\overline{D}_a' = \frac{\int_0^1 \frac{d\varphi}{D}}{\int_0^1 \frac{d\varphi}{D^2}}$$

Ao mesmo resultado chegariamos por meio da AGD:

$$\overline{D}_a' = \frac{\sum_1^n \frac{\Delta\varphi_i}{\overline{D}_i}}{\sum_1^n \frac{\Delta\varphi_i}{\overline{D}_i^2}}$$

c) Diâmetro médio superficial ($\overline{D}_S$). É o diâmetro da partícula de superfície externa média, que é a partícula cuja superfície externa, ao ser multiplicada pelo número de partículas da amostra, fornece a superfície externa total. Este diâmetro é importante para caracterizar materiais como os adsorventes e catalisadores sólidos, cuja atividade depende da superfície externa. É também o diâmetro apropriado para o estudo do escoamento de fluidos através de leitos porosos e para calcular velocidades de dissolução, energia de moagem e difusão da luz. Pode ser calculado com os dados da AGD a partir da definição:

$$N\,a\,\overline{D}_s^2 = \sum_1^n N_i\,a\,\overline{D}_i^2$$

$$\overline{D}_S = \sqrt{\frac{\sum_1^n \frac{M\Delta\varphi_i}{b\,\overline{D}_i^3\,\rho}\,\overline{D}_i^2}{\sum_1^n \frac{M\Delta\varphi_i}{b\,\overline{D}_i^3\,\rho}}} = \sqrt{\frac{\sum_1^n \frac{\Delta\varphi_i}{\overline{D}_i}}{\sum_1^n \frac{\Delta\varphi_i}{\overline{D}_i^3}}}$$

O mesmo resultado poderá ser obtido utilizando a curva contínua da AGAR. As somatórias são substituídas por integrais que devem ser calculadas graficamente, a menos que a relação matemática entre φ e D seja conhecida:

$$\overline{D}_S = \sqrt{\frac{\int_0^1 \frac{d\varphi}{D}}{\int_0^1 \frac{d\varphi}{D^3}}}$$

d) Média superficial dos diâmetros (D'_S). Esta é uma grandeza estatística obtida com a superfície externa como critério. Utiliza-se uma curva σ *vs* D semelhante à da AGAR (fig. II-9). A ordenada σ é a fração acumulada da superfície externa. Para a peneira i:

$$\sigma_i = \Delta\sigma_1 + \Delta\sigma_2 + \ldots + \Delta\sigma_i$$

onde

$$\Delta\sigma_i = \frac{N_i s_i}{\sum_1^n N_i s_i}$$

A média superficial é a abscissa média $\overline{D}'_S$ que permite substituir a área hachurada pela do retângulo pontilhado:

$$\overline{D}'_S \cdot \int_0^1 d\sigma = \int_0^1 D d\sigma$$

Lembrando que

$$d\sigma = \frac{aD^2 dN}{\int_0^N aD^2 dN}$$

e

$$dN = \frac{M d\varphi}{bD^3 \rho}$$, resulta finalmente $$\overline{D}'_S = \frac{1}{\int_0^1 \frac{d\varphi}{D}}$$

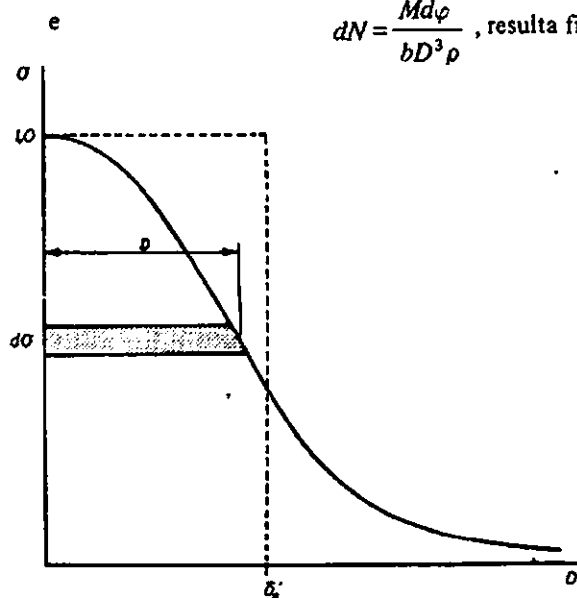



Fig. II.9
Média superficial dos diâmetros.

Ao mesmo resultado chegaremos com os dados da AGD:

$$\overline{D}_S' = \frac{1}{\sum_1^n \frac{\Delta\varphi_i}{\overline{D}_i}}$$

e) Diâmetro médio volumétrico (D_V). É o diâmetro da partícula de volume médio, isto é, multiplicando o volume desta partícula pelo número de partículas da amostra, obtém-se o volume total do sólido. Isto quer dizer que o volume desta partícula é a média aritmética dos volumes de todas as partículas da amostra. Como a densidade foi admitida igual para todas as partículas, D_V será também o diâmetro médio ponderal. Pode ser calculado com os dados da AGD como segue:

$$N b \overline{D}_V^3 = \sum_1^n N_i b \overline{D}_i^3$$

$$\overline{D}_V = \sqrt[3]{\frac{\sum_1^n N_i D_i^3}{N}}$$

Efetuando os cálculos:

$$\overline{D}_V = \sqrt[3]{\frac{1}{\sum_1^n \frac{\Delta\varphi_i}{\overline{D}_i^3}}}$$

Com os dados AGAR o cálculo pode ser feito pela expressão:

$$\overline{D}_V = \sqrt[3]{\frac{1}{\int_0^1 \frac{d\varphi}{D^3}}}$$

f) Média volumétrica dos diâmetros ($\overline{D}'_V$). Esta média estatística é utilizada nas separações baseadas nas diferenças de densidade, no projeto dos separadores inerciais, no estudo da distribuição de gotículas em nebulizadores e no cálculo da densidade máxima de leitos fluidizados.

A abscissa média na figura II-10 é a média volumétrica dos diâmetros:

$$\overline{D}'_V = \frac{\int_0^1 D d\omega}{\int_0^1 d\omega} = \int_0^1 D\, d\omega$$

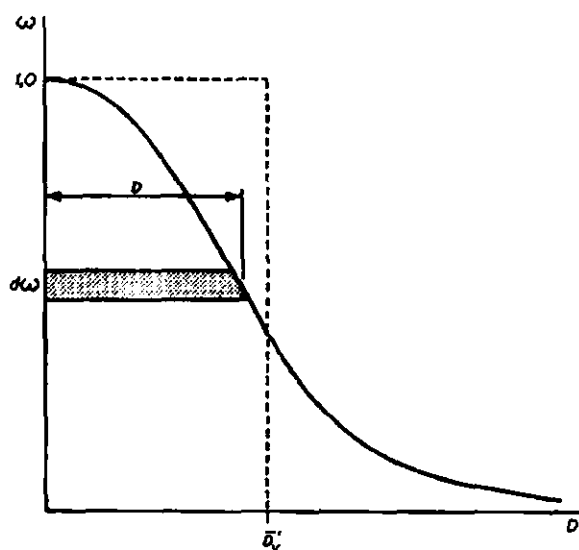



Fig. II.10 – Média volumétrica dos diâmetros.

É fácil verificar que $d\omega = d\varphi$ na hipótese de densidade constante:

$$d\omega = \frac{b\,D^3 dN}{\int_0^1 b\,D^3 dN} = \frac{b\,D^3 \dfrac{M\,d\varphi}{b\,D^3 \rho}}{\int_0^1 b\,D^3 \dfrac{M\,d\varphi}{b\,D^3 \rho}} = d\varphi$$

Portanto $$\overline{D}_v' = \int_0^1 D\,d\varphi$$

Ao mesmo resultado chegaríamos com os dados da AGD:

$$\overline{D}_v' = \sum_1^n \overline{D}_i\,\Delta\varphi_i$$

4. *Distribuição dos finos da amostra*

Quando representadas em coordenadas regulares, as curvas de distribuição obtidas com os dados da análise diferencial são muitas vezes inadequadas para estudar a distribuição das partículas finas da amostra, pois nesse trecho as curvas são quase planas. O erro introduzido nos cálculos da superfície específica e dos diâmetros médios quando uma fração importante da amostra chega à panela é por vezes inaceitável. Daí a conveniência de se extrapolar os resultados das análises, visando relacionar φ com D(9).

Observa-se que, para materiais moídos de mesma estrutura cristalina, a análise granulométrica diferencial obtida com uma série padronizada de peneiras é praticamente uma reta na região das partículas finas (−200 mesh), quando representada em escalas logarítmicas. Este fato pode ser utilizado com cautela para extrapolar graficamente os resultados das análises granulométricas realizadas

com uma série de peneiras padronizadas. Um método de extrapolação bastante útil é o de Gaudin[10]. Verifica-se que, na região de partículas pequenas, a curva de distribuição de tamanhos é uma função de potência do diâmetro:

$$-\frac{d\varphi}{dD} = m\,D^n \qquad (m \text{ e } n \text{ constantes})$$

Esta equação pode ser utilizada para extrapolar com boa precisão os dados da análise granulométrica, permitindo relacionar φ com D. Os valores das constantes m e n poderão ser obtidos como passaremos a descrever.

Seja $r > 1$ a relação entre a abertura da malha de uma peneira qualquer da série e a da peneira imediatamente inferior. O método só se aplica se r fôr constante para quaisquer dàs duas peneiras consecutivas da série, como no sistema Tyler, para o qual $r = 1{,}414$. Para as peneiras consecutivas $i-1$ e i, de aberturas D_{i-1} e D_i, a equação acima pode ser integrada entre φ_{i-1} e φ_i :

$$\varphi_i - \varphi_{i-1} = \Delta\varphi_i = \frac{m}{n+1}\left(D_{i-1}^{n+1} - D_i^{n+1}\right)$$

Sendo $D_{i-1} = r.D_i$, resulta

$$\Delta\varphi_i = \frac{m(r^{n+1} - 1)}{n+1}\,D_i^{n+1}$$

ou

$$\Delta\varphi_i = K\,D_i^{\,n+1} \cong K\,\bar{D}_i^{\,n+1}$$

onde $K = \dfrac{m(r^{n+1} - 1)}{n+1}$ é uma constante. Assim sendo, em papel log-log a curva da análise diferencial é uma reta de coeficiente angular $n+1$. Este valor poderá ser obtido diretamente do gráfico. O valor de K deverá ser calculado com as coordenadas de qualquer ponto conveniente da reta. A aplicação 4 indica o modo de proceder num caso prático.

Aplicação 2

Um sólido granular com densidade 3 g/mℓ passa através de uma série completa de peneiras Tyler. A análise granulométrica acumulada de retidos resultou uma reta entre as peneiras de 10 e 100 mesh (respectivamente $\varphi = 0$ e $\varphi = 1$). As partículas podem ser admitidas como sendo paralelepipedos cujos lados estão na relação de 1: 2: 3. Calcule a superfície específica do sólido.

Solução

O cálculo será feito com os dados da AGAR:

$$\frac{S}{M} = \frac{\lambda}{\rho}\int_0^1 \frac{d\varphi}{D}$$

Chamando ℓ o lado menor, os outros dois serão 2ℓ e 3ℓ, podendo-se escrever:

$$s = 22\ell^2 = a\,(2\ell)^2$$
$$v = 6\ell^3 = b\,(2\ell)^3$$

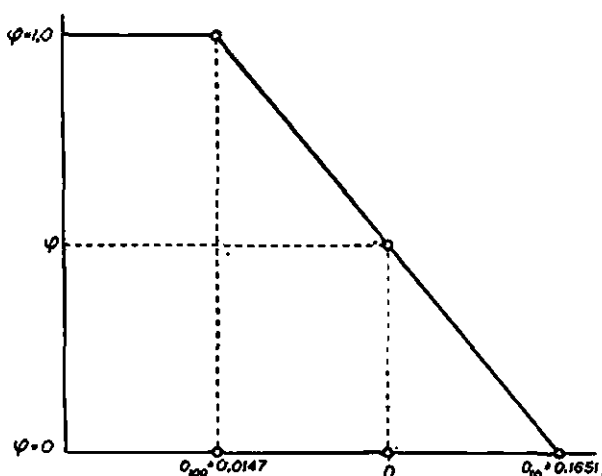



Fig. II.11
Análise granulométrica de retidos do material da aplicação 2

Portanto

$$a = \frac{22\ell^2}{(2\ell)^2} = 5{,}5 \ , \ b = \frac{6\ell^3}{(2\ell)^3} = 0{,}75 \quad e \quad \lambda = 7{,}33$$

Com $D_{10} = 0{,}1651$ cm e $D_{100} = 0{,}0147$ cm tira-se, por semelhança de triângulos (Fig. II-11):

$$\varphi = \frac{0{,}1651 - D}{0{,}1651 - 0{,}0147} \quad \therefore \quad D = 0{,}1651 - 0{,}1504\varphi$$

A superfície especifica resulta finalmente:

$$\frac{S}{M} = \frac{7{,}33}{3} \int_0^1 \frac{d\varphi}{0{,}1651 - 0{,}1504\,\varphi} = \frac{2{,}44}{0{,}1504}\ \ell n\ \frac{0{,}1651}{0{,}0147} = 39{,}4\ \frac{cm^2}{g}$$

Aplicação 3

Supondo que o material cuja análise granulométrica é a da tabela II-1 seja hematita moída, com valores de a e b iguais a 18,6 e 2,1 respectivamente, calculemos:

1º) a superfície específica das frações +8 a +35 inclusive;
2º) o diâmetro médio volumétrico dessas frações;
3º) o número de partículas nessas frações, por 50g de amostra seca.

Solução

1º) $$\frac{S_{\ell k}}{M_{\ell k}} = \frac{\lambda M}{\rho M_{\ell k}} \sum_{\ell}^{k} \frac{\Delta \varphi_i}{D_i} \qquad (\ell = 8 \text{ mesh}, k = 35 \text{ mesh})$$

$$\lambda = \frac{18{,}6}{2{,}1} = 8{,}85 \text{ e } \rho = 3{,}53 \text{ g/cm}^3 \text{ (tabela III-1 p. 34 do MOU)*}$$

O restante encontra-se na tabela II-4**.

(*) Manual de Operações Unitárias, ref. (5)
(**) Já se acha incluída a coluna $\Delta\varphi_i/D_i^3$ necessária para as duas outras partes.

Tabela II-4

Fração	$\bar{D}_i$ (cm)	$\Delta\varphi_i$	$\frac{\Delta\varphi_i}{\bar{D}_i}$	$\frac{\Delta\varphi_i}{\bar{D}_i^3}$
8/10	0,2006	0,3207	1,599	40
10/14	0,1410	0,2570	1,824	92
14/20	0,1000	0,1590	1,590	159
20/28	0,0711	0,0538	0,757	150
28/35	0,0503	0,0210	0,417	165
SOMA		0,8115	6,187	606

$$\sum_{\ell}^{k} \frac{\Delta\varphi_i}{D_i} = 6,187 \text{ cm}^{-1}$$

As frações consideradas (+8 a +35) representam 81,15% da massa total da amostra, portanto

$$\frac{M}{M_{\ell k}} = \frac{1}{0,8115} = 1,232$$

Substituindo na expressão inicial, resulta:

$$\text{superfície específica} = \frac{8,85\ (1,232)}{3,53}\ 6,187 = 19,1 \text{ cm}^2/\text{g}$$

3º) $$D_v = \sqrt[3]{\frac{1}{\sum_{\ell}^{k} \frac{\Delta\varphi_i}{\bar{D}_i^3}}} = \sqrt[3]{\frac{1}{606}} = 0,1177 \text{ cm}$$

4º) Para ℓ = 8 mesh e k = 35 mesh, vem:

$$N_{\ell,k} = \frac{M}{b\rho} \sum_{8}^{35} \frac{\Delta\varphi_i}{\bar{D}_i^3} = \frac{50}{2,1(3,53)}\ 606 = 4080 \text{ partículas}$$

Convém observar que este é o número de partículas existentes nas frações mencionadas e cuja massa é (0,8115) 50 = 40,6 g.

Aplicação 4

Vamos estabelecer a equação matemática da análise granulométrica diferencial apresentada na tabela II-1, para as frações finas da amostra. Construído o gráfico da análise granulométrica diferencial em papel log-log (fig. II-12), observa-se que, já abaixo de 35 mesh, os pontos experimentais dão uma reta de coeficiente angular 0,93. Portanto $n = -0,07$. O valor de K será calculado com as coordenadas de um ponto qualquer da reta, por exemplo $D_i = 0,121$ mm, $\Delta\varphi_i = 0,004$:

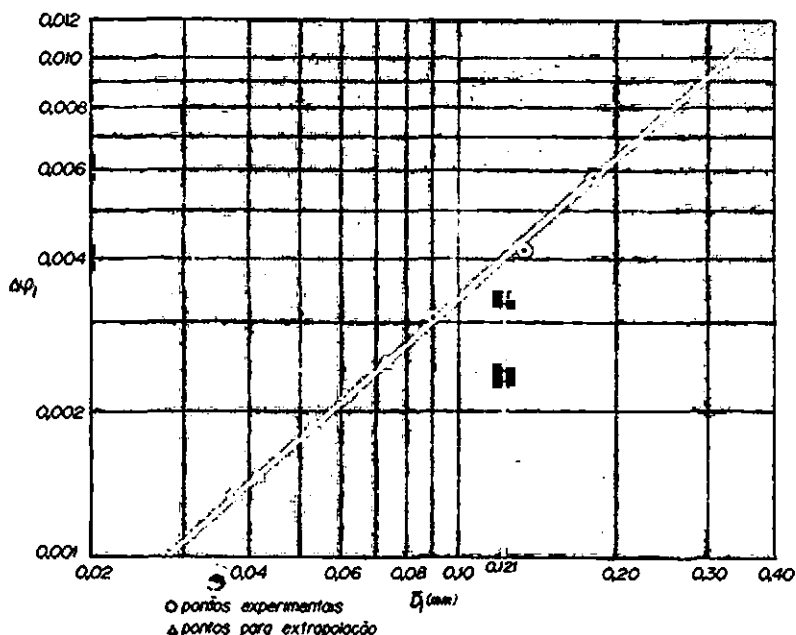
$$0,004 = K\ (0,121)^{0,93} \therefore K = 0,0285$$

Cálculo de m:

Para a série Tyler, $r = 1,414$ e, a partir da definição de K, tira-se m:

$$0,0285 = m\ \frac{1,414^{0,93} - 1}{0,93} \therefore m = 0,07$$

A equação diferencial procurada é, pois, $-d\varphi = 0,07\ D^{-0,07} dD$.

Fig. II.12 – Análise granulométrica diferencial da aplicação 4 em papel log-log.

PROPRIEDADES DOS SÓLIDOS PARTICULADOS

Não procuraremos cobrir completamente o assunto neste ponto. Vamos abordá-lo sob um prisma geral, particularizando apenas na medida do necessário para o desenvolvimento do assunto focalizado neste volume. Assim sendo, considerações sobre permeabilidade e perda de carga ficarão para depois.

Vimos que as propriedades pertencem a dois grupos: 1º) as que caracterizam as partículas individualmente, como a forma, a densidade, a dureza, a fragilidade, a aspereza, o calor específico e as condutividades; 2º) as que caracterizam o leito poroso formado pelo sólido granular: porosidade, densidade aparente, permeabilidade, coesão, ângulo de repouso e mobilidade.

A forma das partículas é determinada pelo sistema cristalino dos sólidos naturais, ou pelo processo de fabricação, no caso de produtos sintéticos. Para fins de cálculo de processo, a forma é uma variável importante. De fato, certas características como a porosidade e a permeabilidade dependem da forma das partículas. Os parâmetros de forma geralmente utilizados para calcular algumas características dos sólidos granulares são os seguintes:

1º) O *fator de forma* λ anteriormente definido: relação entre *a* e *b*.

2º) O *fator de forma* λ_L *de Leva*, que será utilizado para calcular a perda de carga de fluidos através de leitos sólidos porosos ou fluidizados:

$$\lambda_L = 0{,}25 \frac{s}{v^{2/3}}$$

(s = superfície externa da partícula, v = volume da partícula). Lembrando que $s = a\,D^2$ e $v = b\,D^3$, resulta também

$$\lambda_L = 0{,}25 \frac{a}{b^{2/3}}$$

3º) A *esfericidade* ψ definida pela relação entre a superfície externa da esfera de mesmo volume que a partícula (s_e) e a superfície externa da partícula (s):

$$\psi = \frac{s_e}{s} = \frac{\pi D_e^2}{a\,D^2}$$

Fazendo $v_e = v$, resulta $\frac{\pi}{6} D_e^3 = bD^3 \;\therefore\; D_e = D\sqrt[3]{\frac{6b}{\pi}}$

Portanto $$\psi = 4{,}836 \frac{b^{2/3}}{a}$$

Esfericidades típicas são as seguintes: carvão natural em grãos até 10 mm, 0,65; carvão pulverizado 0,73; cortiça 0,69; fuligem 0,89; vidro moído 0,65; mica 0,28; anéis de Raschig 0,3; areia média 0,75; areia angulosa 0,73; areia arredondada 0,83; pó de tungsténio 0,89.

A densidade, que representaremos por ρ, será entendida como a massa específica em g/mℓ, kg/ℓ, t/m³ ou ℓb/ft³. Serve para separar os sólidos nas seguintes classes:

leves ($\rho < 0{,}5$ t/m³): serragem, turfa, coque
médios (ρ entre 1 e 2): areia, pedregulho, minérios
muito pesados ($\rho > 2$): minérios de ferro ou chumbo.

A dureza dos sólidos costuma ter dois significados. A dos plásticos e metais é a resistência ao corte, enquanto a dos minerais é a resistência que eles oferecem ao serem riscados por outros sólidos. A escala de dureza que se emprega neste último caso é a de Mohs, que vai de 1 a 10 e cujos minerais representativos são os seguintes (cada um é riscado pelos que vêm depois): 1.talco, 2.gesso, 3.calcita, 4.fluorita, 5.apatita, 6.ortose (feldspato), 7.quartzo, 8.topazio, 9.córindon, 10.diamante. Previsões aproximadas podem ser feitas com base nos seguintes valores para alguns sólidos comuns (Tabela II-5.)

Tabela II-5

unha seca	2,5
moedas	3,0
esmalte dentário	5,0
lâmirra de barbear	5,5
vidro comum	5,8

O que se entende por dureza de um sólido durante a fragmentação relaciona-se com a resistência à ruptura, ou, o que é equivalente, com o consumo de energia necessário para fragmentar a unidade de massa do sólido entre dois tamanhos bem definidos. A tabelá II-6 fornece a dureza relativa de diversas rochas durante a moagem, adotando-se igual a um a dureza do calcareo.

Tabela II-6
DUREZAS DE ROCHAS DURANTE A MOAGEM

Rocha	Dureza	Rocha	Dureza
Diabase macisso	3,0	Quartzo (calcedônia)	1,5
Quartzito piroxenico	2,7	Arenito calcareo	1,5
Arenito	2,6	Granito	1,5
Diabase em decomposição	2,4	Piçarra (ardosia)	1,2
Basalto macisso	2,3	Peridotita	1,2
Xisto de hornblenda	2,1	Gneiss granítico	1,2
Diorito	2,1	Andesita	1,1
Granito de hornblenda	2,1	Calcáreo	1,0
Riolito	2,0	Mica (Xisto)	1,0
Quartzito	1,9	Anfibólio	1,0
Gneiss biotítico	1,9	Dolomita	1,0
Diorito augítico	1,9	Granito biotítico	1,0
Basalto em decomposição	1,7	Sienito augítico	1,0
Arenito feldspático	1,7	Gneiss de hornblenda	1,0
Gabro	1,6		

A fragilidade, que se mede pela facilidade à fratura por impacto, muitas vezes não tem relação com a dureza. Os plásticos são moles, mas não são frágeis. O carvão é mole e frágil.

A aspereza determina a maior ou menor dificuldade de escorregamento das partículas. Relaciona-se com a forma das partículas e com a coesão da amostra.

A porosidade (ϵ), que se define pela relação entre o volume de vazios (ou poros) da amostra e o volume total (partículas e vazios) é a propriedade que mais diretamente influencía as demais propriedades do segundo grupo, como a densidade aparente, a condutividade e a superfície externa. Muito esforço tem sido dedicado no sentido de correlacionar as propriedades dos sistemas porosos com a porosidade e, a seu turno, a porosidade com os fatores que a determinam, como a distribuição granulométrica, a forma das partículas, a aspereza, as dimensões do recipiente e o modo de distribuir as partículas (recipiente vazio ou com água, com ou sem vibração). O que se tem verificado, todavia, é que alguns destes fatores são secundários ou de efeito insignificante. O último

fator mencionado, por exemplo, é geralmente de pequena importância. Muito embora os leitos obtidos pela dispersão das partículas dentro de água sejam inicialmente mais porosos, a vibração e o próprio escoamento do uluído através do leito acabam por compactá-lo, a não ser nos casos de leitos rígidos.

A forma das partículas e a granulometria são as variáveis mais importantes na determinação da porosidade. Quanto mais a partícula se afasta da forma esférica, tanto mais poroso será o leito. A relação entre a porosidade e a esfericidade é apresentada na fig. II-13[14]. Na falta de dados específicos, esta figura pode ser útil para prever valores aproximados de ϵ. A presença de partículas finas no meio de outras grossas dá origem a leitos de baixa porosidade, mas não há uma correlação quantitativa a respeito. Os sólidos cristalinos normais apresentam esfericidade entre 0,7 e 0,8 e porosidade entre 0,3 e 0,5.

A tabela II-7 fornece a porosidade de materiais utilizados como enchimento em torres de destilação, absorção e extração líquido-líquido.

A relação entre o diâmetro das partículas e o diâmetro do recipiente também influi de modo importante na porosidade. A correlação empírica de Max Leva é representada na figura II-14[11,12].

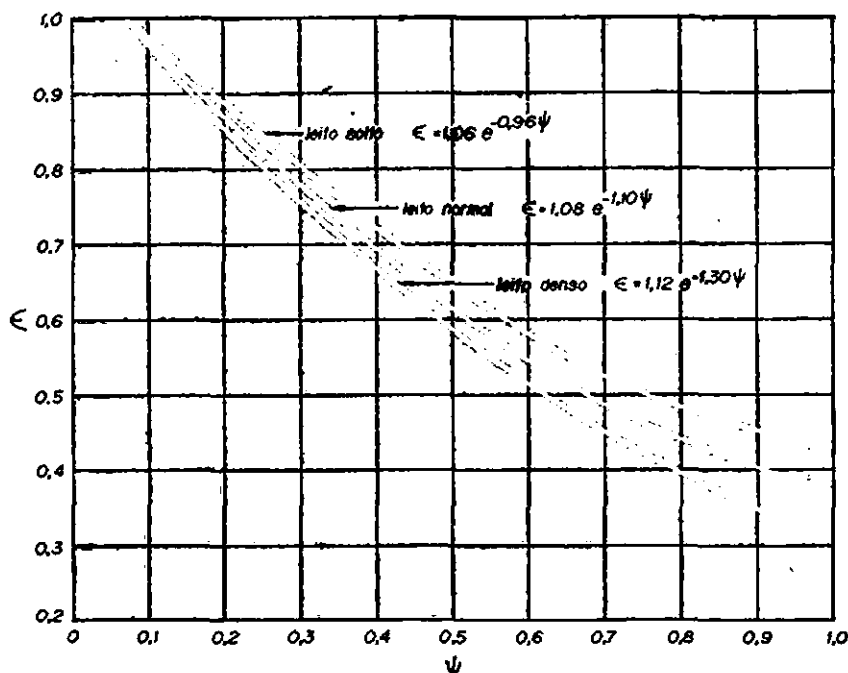



Fig. II.13 – Relação entre porosidade e esfericidade.

Tabela II-7

POROSIDADE DE MATERIAIS DE ENCHIMENTO MAIS COMUNS

Tamanho nominal (pol)	Anéis de Raschig	Anéis de carbono	Selas de Berl	Selas Intalox
1/2	0,568	0,707	–	–
3/4	0,742	–	0,710	–
1	0,685	0,745	0,764	0,740
1 1/2	0,711	0,670	0,760	0,800
2	0,734	0,730	–	–

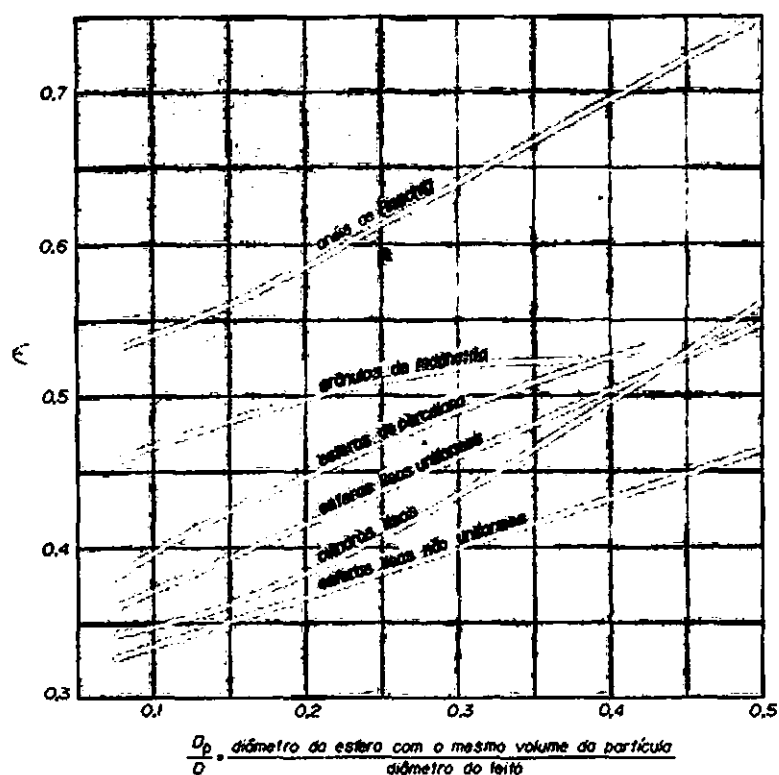



Fig. II.14 – Efeito do diâmetro do leito sobre a porosidade.

A densidade aparente (ρ_a) é a densidade do leito poroso, ou seja, a massa por unidade de volume do sólido particulado. Pode ser calculada por balanço material a partir das densidades do sólido e do fluido, que muitas vezes é o próprio ar. Por exemplo, no caso de uma areia cujo sólido tem densidade 2,65 t/m³ e esfericidade 0,75 em leito denso, tira-se $\epsilon = 0,42$ da fig. II-13 e, por balanço material, calcula-se ρ_a.

Base: 1 m³ de areia

volume dos poros = 0,42 m³,	massa = 0,42 (1,207) =	0,51 kg
volume dos sólidos = 0,58 m³,	massa = 0,58 (2,650) =	1537 kg
		1537,51 kg

$$\rho_a = 1,538 \text{ t/m}^3$$

A densidade do ar foi calculada a 20ºC e 1 atm pela lei dos gases:

$\rho = \dfrac{PM}{zRT} = \dfrac{1,0\,(29)}{1,0\,(0,082)(293)} = 1,207 \dfrac{\text{kg}}{\text{m}^3}$. De um modo geral, representando

por ρ a densidade do sólido e ρ_a' a do fluido, tem-se:

$$\rho_a = (1 - \epsilon)\,\rho - \epsilon\,\rho'$$

A permeabilidade, também relacionada com a porosidade e forma das partículas, será considerada quando tratarmos do escoamento de fluidos através de leitos porosos.

A coesão será abordada no capítulo relativo ao armazenamento de sólidos. Tem relação direta com a *mobilidade* do leito granular.

O ângulo de repouso de um sólido granular é o ângulo formado pela superfície da pilha de material com a horizontal (figura II-15). Alguns destes ângulos são apresentados na tabela V-2 do MOU. Outros são mencionados por Spivakovsky[13]. Uma lista de dados típicos encontra-se na tabela II-8.

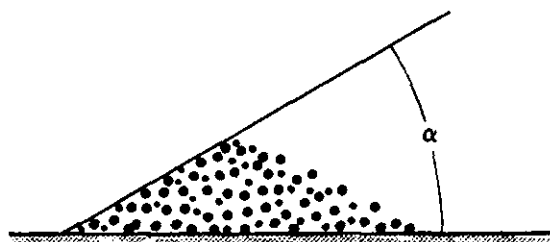



Fig. II.15 – Ângulo de repouso.

Tabela II-8
ANGULOS DE REPOUSO TÍPICOS

Material	Ângulo de repouso
anidrido ftálico em escamas	24
antracito	17
areia de fundição	24
areia seca	18
areia úmida	27
bicarbonato de sódio	42
cal em pó	23
carvão classificado	22
carvão de madeira	12
carvão na mina	18
cereais	18
cimento	39
coque moído	28
escória	22
gesso moído	40
hidróxido de alumínio moído	34
limonita	40
serragem	27
sabão em escamas	30
sal moído	25
sulfato de alumínio granulado	32
sulfato de chumbo	45

Convém observar que o ângulo de repouso natural não depende só da natureza do material, sua forma geométrica e granulometria, mas sofre também a influência marcante da umidade, pressão de compactação e do modo como o monte de partículas é formado (com aeração, vibração, queda direta ou num líquido e assim por diante). Há um ângulo de repouso estático (α_e) (valores que apresentamos) e outro dinâmico (α_d). Considera-se geralmente, para fins de estimativa, $\alpha_d = 0{,}7\ \alpha_e$.

Para prever o escoamento de um sólido particulado, técnicas muito mais elaboradas devem ser utilizadas. A base teórica é a mecânica dos meios contínuos. Um excelente trabalho a respeito é apresentado por Johanson[14]. A este assunto voltaremos mais adiante, quando tratarmos do armazenamento e movimentação de sólidos granulares.

QUESTÕES PROPOSTAS

II.1. Calcule o fator de forma de um prisma retangular de base triangular equilatera e cuja altura é duas vezes a aresta da base. (Resp. 7,93).

II.2. Calcule a esfericidade de um anel de Raschig de 1/2" (diâmetro externo 1/2", altura 1/2", espessura da parede 1/8"). (Resp. 0,577).

II.3. Calcule o fator de forma de partículas paralelepipédicas cujas arestas guardam entre si as relações de 1:2:5. (Resp. 6,8).

II.4. Calcule a média superficial dos diâmetros das partículas contidas nas frações 8/10, 10/14, 14/20, 20/28, 28/35 e 35/48 do material cuja análise granulométrica está na tabela I p. 28 do MOU. (Resp. 1,545 mm).

II.5 Vinte gramas de uma amostra de café solúvel, com partículas esféricas de densidade 1,5 g/mℓ apresentam a análise granulométrica da tabela II-7.

Tabela II-9

Frações	$\Delta\varphi_i$	D_i
35/48	0,00	0,356
48/65	0,56	0,252
65/100	0,30	0,178
100/200	0,10	0,111
200/panela	0,04	0,056

Calcule o número de partículas da amostra e seu diâmetro médio volumétrico. (Resp. 9 907 586, 0,137 mm).

II.6. Calcule o fator de forma e a esfericidade de partículas de mica biotita com 4 mm x x 15 mm x 0,2 mm. Faça uma avaliação da densidade aparente. A densidade da mica é 2,8. (Resp. $\lambda = 42,53$, $\psi = 0,20$, $\epsilon = 0,88$, $\rho_a = 0,34$).

II.7. Um recipiente com 40 cm x 40 cm x 80 cm é enchido com partículas cúbicas de galena de meio centímetro de aresta e os vazios são enchidos com gasolina. Calcule a densidade aparente do sistema sabendo que a densidade da galena é 7,41 g/mℓ e, a da gasolina, 0,785 g/mℓ. (Resp. 4,429 g/mℓ).

II.8. Calcule a relação entre fator de forma de Leva (λ_L) e a esfericidade (ψ).

II.9. Determine a esfericidade de uma esfera de 3 mm de diâmetro, com um furo diametral de 1 mm.

II.10. Calcule a relação entre a esfericidade (ψ) e o fator de forma (λ).

II.11. Calcule os parâmetros de forma e o fator de forma de partículas de quartzo. O quartzo cristaliza no sistema hexagonal, fornecendo prismas retos de base hexagonal e com altura igual a quatro vezes o lado da base.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

(1) Goldman, F.H. e M.E. Jacobs: "Chemical Methods in Industrial Hygiene", p. 25, Interscience Publishers, Inc., New York, 1953.

(2) Gaudin, A.M.: "Principles of Mineral Dressing", p. 132, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1939.

(3) Heywood, H.: *Proc. Inst. Mech. Eng.*, 125:383 (1933).

(4) Brown, G.G. e associados: "Operaciones Básicas de la Ingeniería Química", Manuel Marin & Cia., Editores, Barcelona, 1955.

(5) Gomide, R.: "Manual de Operações Unitárias", Cenpro Ltda. – Editores, São Paulo, 1969.

(6) Mickley, H.S., T.K. Sherwood e C.E. Reed: "Applied Mathematics in Chemical Engineering", p. 61, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1957.
(7) Foust, A.S., L.A. Wenzel, C.W. Clump, L. Maus e L.B. Andersen: "Principles of Unit Operations", John Wiley & Sons, Inc., New York, 1960.
(8) Gomide, R.: *Caracterização de Sólidos Granulares Industriais*, Revista Mackenzie (1971).
(9) Rosin, P. e E. Rammler: *J. Inst. Fuel*, 7:29 (1933) e J.G. Bennett, ibid., 10:22 (1936).
(10) Gaudin, A.M.: "Principles of Mineral Dressing", p. 129, McGraw-Hil Book Company, Inc., New York, 1939.
(11) Leva, M.: *Chem. Eng. Progr.*, 43:549 (1947).
(12) Leva, M.: "Fluidization", p. 54, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1959.
(13) Spivakovsky, A. e V. Dynachkov: "Conveyors and Related Equipment", p. 15, Peace Publisher, Moscow.
(14) Johanson, J.R.: *Chem. Eng. Deskbook Issue*, 30 de outubro de 1978, p. 9 (1978).

CAPÍTULO 3

Fragmentação de sólidos

A quebra de partículas sólidas em partículas menores é uma operação industrial importante. Muitas vezes o que se pretende é apenas obter blocos de dimensões trabalháveis, porém na grande maioria dos casos o objetivo visado é aumentar a área externa, de modo a tornar mais rápido o processamento do sólido. Constituem exemplos a moagem de cristais para facilitar a sua dissolução ou lixiviação, o britamento e a moagem de combustíveis sólidos antes da queima, a moagem do cimento para facilitar a pega, o corte da madeira antes do cozimento na produção de celulose e a moagem de sementes oleaginosas para acelerar a extração com solventes.

Em muitas situações a fragmentação é realizada com produtos comerciais que devem satisfazer a especificações de tamanho de partículas bem definidas. É o caso dos abrasivos para lixas, do gesso, do talco e dos pigmentos. É sabido que as propriedades físicas dos materiais podem ser enormemente influenciadas pelo seu estado de sub-divisão, o que em geral justifica a especificação. Não raro, todavia, o verdadeiro motivo é a praxe comercial consagrada pelo uso e que associa as propriedades do sólido à forma particular de suas partículas.

Frequentemente o objetivo mais importante da operação de moagem é promover a mistura íntima de dois ou mais sólidos. O produto será tanto mais uniforme quanto menor fôr o tamanho das partículas a serem misturadas. Porisso, quando um alto índice de homogeneização é requerido, a moagem fina do material torna-se imperiosa. É o caso de muitos produtos farmacêuticos em pó.

MECANISMO DA FRAGMENTAÇÃO

Tendo em vista a enorme variedade estrutural dos materiais sólidos processados na indústria, bem como os inúmeros graus de finura desejados, é fácil concluir-se que o mecanismo da fragmentação não poderá ser único. Materiais moles e duros são fragmentados por mecanismos diferentes e, da mesma forma, a quebra de partículas grandes deverá ser diferente da de partículas menores. Os estudos até agora realizados revelam que as operações de moagem são extremamente complexas e no momento a teória ainda é de auxílio prático muito reduzido no projeto do equipamento requerido. Os sólidos podem sofrer redução de tamanho através de vários tipos de solicitação, porém apenas quatro são utilizados industrialmente: *compressão, impacto, atrito* e *corte.*

Os verdadeiros sólidos são cristalinos e sua fratura ocorre segundo superfícies preferenciais denominadas superfícies de clivagem. É necessário apenas que o esfôrço aplicado seja suficiente para romper as ligações entre os nós da grade cristalina. Caso contrário, o limite de elasticidade do material não será ultrapassado e a energía fornecida à partícula durante a aplicação do esfôrço será liberada logo a seguir sob a forma de calor ou ficará armazenada como energia interna após o retôrno à forma inicial. O ideal, quanto ao rendimento, seria provocar a fratura de cada partícula com o menor excesso de carga possível relativamente à resistência do material, mas isto é óbviamente impossível de controlar nas operações industriais. Seria bastante lembrar que as partículas submetidas a redução de tamanho apresentam superfícies irregulares, de modo que nos pontos altos desenvolvem-se, durante a compressão e o impacto, tensões muito elevadas, responsáveis por grandes aumentos locais de temperatura. Após a primeira fratura, o ponto de aplicação do esforço muda. Por este e muitos outros motivos, as operações de fragmentação apresentam *rendimento* extraordinariamente baixo. Apenas 0,1 a 2% da energia fornecida à máquina são realmente utilizados para aumentar a energia de superfície do material. Experiências de moagem de cloreto de sódio realizadas por Kwong[1] revelaram que 9 kgm foram consumidos para produzir 1 cm^2 adicional de superfície durante a moagem. Como o valor teórico da energia de superfície do cloreto de sódio é apenas 0,08 kgm/cm^2, verifica-se que a operação apresenta um rendimento de mais ou menos 1%. Moendo quartzo, Martin[9] e Gaudin[10] encontraram valores entre 0,5 e 1%.

Não se conhece o verdadeiro mecanismo da fragmentação de partículas sólidas. Segundo Piret[3], a aplicação do esforço causa inicialmente o aparecimento de *fissuras* no material. Concentração de esforços além de um *valor crítico*

---

* Todavia o termo sólido será utilizado também para caracterizar materiais amorfos ou aglomerados que possuam forma própria, como o carvão, a madeira e a cortiça.

acarreta crescimento rápido e ramificação das fissuras, ocorrendo finalmente a ruptura.

Vários fatores discutidos a seguir são reconhecidamente importantes na moagem. O *modo de aplicação da carga* é fundamental. As experiências de Piret revelam que a área adicional obtida por impacto é três a quatro vezes maior do que a que se obtém com a mesma carga aplicada lentamente por meio de prensas hidráulicas.

A *distribuição granulométrica* das partículas no produto de uma operação de moagem depende da energia fornecida ao material. Heywood[2] realizou uma série de experiências de ruptura individual de partículas sólidas, através da aplicação instantânea de cargas que foram sendo aumentadas gradativamente. Com cargas moderadas observou a produção de algumas partículas grandes, de um bom número de partículas pequenas e de relativamente poucas de tamanhos intermediários. Com o aumento gradual do esforço, verificou um aumento apreciável do número das partículas grandes que, no entanto, foram ficando cada vez menores. Por outro lado, muito embora o número de partículas pequenas fosse aumentado consideravelmente, seu tamanho não sofreu alteração apreciável de uma experiência para outra. Isto parece indicar que o tamanho das menores partículas produzidas está intimamente relacionado com a estrutura do material, mas o das maiores depende diretamente do modo como é conduzida a operação. As observações de Piret relativas ao crescimento das fissuras com o aumento do esforço aplicado parecem explicar o que ocorre com as partículas maiores produzidas durante as experiências de Heywood.

Os fatores anteriormente discutidos levam-nos a esperar consumos de energia muito maiores para produzir partículas pequenas do que para fragmentar sólidos grosseiros. Este assunto será tratado quantitativamente adiante, quando já tivermos apresentado os tipos tradicionais de equipamentos.

EQUIPAMENTO EMPREGADO NA FRAGMENTAÇÃO

Uma grande variedade de equipamentos é oferecida pelos fabricantes tradicionais do ramo. Os modelos diferem pelos detalhes construtivos e, de um modo geral, todos apresentam vantagens e desvantagens em cada situação particular, de modo que a seleção do tipo apropriado requer muito cuidado e julgamento por parte do engenheiro.

A dificuldade começa na classificação. Não há padronização e a própria distinção de tipos não é nítida. Diversas razões justificam esta situação:

1ª) A multiplicidade de materiais que devem ser fragmentados.

2ª) A variedade de características desejadas nos produtos.

3ª) A extensa faixa abrangida pela escala de operação.

4ª) As limitações teóricas do assunto.

5ª) A liberdade de nomenclatura. Moagem, por exemplo, tornou-se um têrmo quase universal para descrever a redução de tamanho, muito embora isto não seja correto. É curioso que a nomenclatura seja raramente usada com o significado correto. Fala-se em moagem em casos típicos de britamento e os têrmos pulverização e desintegração são frequentemente empregados como sinônimos. Contudo, entende-se que a pulverização visa reduzir o tamanho de sólidos homogêneos, enquanto a desintegração deve ser entendida como o desmembramento de agregados de partículas moles aglomeradas à custa de ligações frouxas. Neste caso não há propriamente alteração de tamanho do sólido[4]. Na linguagem industrial os têrmos triturador e granulador são comumente empregados de modo impróprio.

6ª) As condições particulares de cada indústria. Um britador pequeno é com frequência considerado moinho numa instalação de processamento de sólidos grosseiros e vice-versa.

Este conjunto de fatôres dificulta uma recomendação nítida do tipo ideal de máquina para um dado fim, mas por um processo de seleção natural alguns tipos já se tornaram tradicionais em certas indústrias. Contudo, convém que o estudante dedique o melhor de seus esforços em conhecer o equipamento, mais do que em saber qual é a sua posição na classificação ou que tipo de indústria costuma utilizá-lo. Costume e tradição às vezes desencorajam um estudo racional e dessa forma impossibilitam a descoberta da opção ideal para a situação considerada.

Classificação do equipamento

O tamanho das partículas da alimentação e do produto é o critério mais importante para classificar os equipamentos de fragmentação de sólidos. As máquinas que efetuam fragmentação grosseira são chamadas *britadores* e as que dão produtos finos são *moinhos*. A delimitação de sub-classes, embora meio vaga e arbitrária, pode ser feita como segue:

	Alimentação	Produto (*)
Britadores		
Primários ou grosseiros	10 cm a 1,50 m	0,5 a 5 cm
Secundários ou intermediários	0,5 a 5 cm	0,1 a 0,5 cm (10 a 3 mesh)
Moinhos		
Finos	0,2 a 0,5 cm	200 mesh
Coloidais	80 mesh	até 0,01 μ

* Entende-se que 85% das partículas são menores do que os tamanhos mencionados em cada caso.

Os tipos mais conhecidos destas diversas classes são os seguintes:

Britadores primários
- de mandibulas
  - Blake
  - Dodge
  - Samson
- giratório

*Britadores secundários**
- de martelos
- de pinos
- de barras ou gaiola (desintegrador)
- de rolos ou cilindros
  - lisos
  - dentados
- cônico
- de disco
- mó ou moenda
- rotatório

Moinhos finos
- centrífugos ou de atrito (pulverizadores)
- rebôlo
- de rolos ou cilindros
- de bolas
  - comuns
  - de barras
  - tubular
  - de compartimentos
  - cônico ou Hardinge
- de energia fluida
  - a ar
  - a vapor

Moinhos coloidais
- cônico
- de disco

---

* Alguns são fabricados em tamanhos de moinhos.

Relação de fragmentação

A relação entre o diâmetro da alimentação (D_1) e o diâmetro do produto (D_2) é denominada relação de fragmentação:

$$m = \frac{D_1}{D_2}$$

Esta grandeza é importante porque em certos tipos de equipamentos ela não deve ser ultrapassada. De modo geral, quanto mais elevado fôr o valor de m, tanto mais difícil será a operação.

Características gerais dos equipamentos

Além dos detalhes construtivos específicos que cada tipo de operação requer, todo equipamento destinado à redução de tamanho deve apresentar sempre algumas características gerais.

A primeira é permitir o afastamento rápido do sólido fragmentado das superfícies de trabalho. De fato, a moagem produz finos que, se permanecerem junto a essas superfícies, funcionam como amortecedores do contato com as novas partículas a serem moídas. Quando isto acontece tem-se *britamento* ou *moagem obstruída**. Em caso contrário há *moagem livre*. É importante prever no projeto algum meio de realizar a descarga rápida do material moído da zona de moagem por meio de água, ar ou fôrça centrífuga, mas é claro que, mesmo quando bem projetada, uma máquina poderá ser mal alimentada, impedindo dessa forma a realização de moagem livre. Somente a operação adequada poderá evitar este problema.

Uma outra característica geral é a segurança. Por razões que veremos adiante, os britadores podem expelir partículas com grande energia durante a operação. Não raro, também, os moinhos podem provocar a queima ou explosão do material em decorrência do aquecimento excessivo ou acúmulo de pó fino durante a moagem. Uma operação bem conduzida evitará estas dificuldades.

BRITADORES PRIMÁRIOS

Britador de mandíbulas

Apresenta como parte mais importante duas mandíbulas de aço-manganês austenítico, uma fixa e a outra móvel, colocadas no interior de uma carcaça de aço, ferro fundido ou aço-manganês. A mandíbula móvel, também chamada queixo, bascula em tôrno de um eixo que, no britador *Blake*, está na parte superior da máquina. No tipo *Dodge*, fica na parte de baixo. A outra extremidade

---

* Em inglês "choke crushing".

da mandíbula é movimentada por meio de chapas articuladas na mandíbula e numa biela presa a um excêntrico existente no cubo da polia motora (fig. III-1). As mandíbulas são revestidas com placas de desgaste corrugadas e substituíveis com facilidade. As chapas articuladas são geralmente feitas em duas partes, sendo emendadas com parafusos fracos, capazes de quebrar antes de qualquer outra peça do britador, se porventura partículas inquebráveis forem alimentadas com a carga. À medida que a polia motora gira, o excêntrico provoca um movimento de sobe-e-desce da biela, o que acarreta um movimento horizontal de vai-e-vem da mandíbula móvel. As articulações entre as placas e a mandíbula são mantidas por meio de um tirante que pressiona uma mola quando a mandíbula móvel se aproxima da fixa. A velocidade de operação é baixa (100 a 400 rpm).

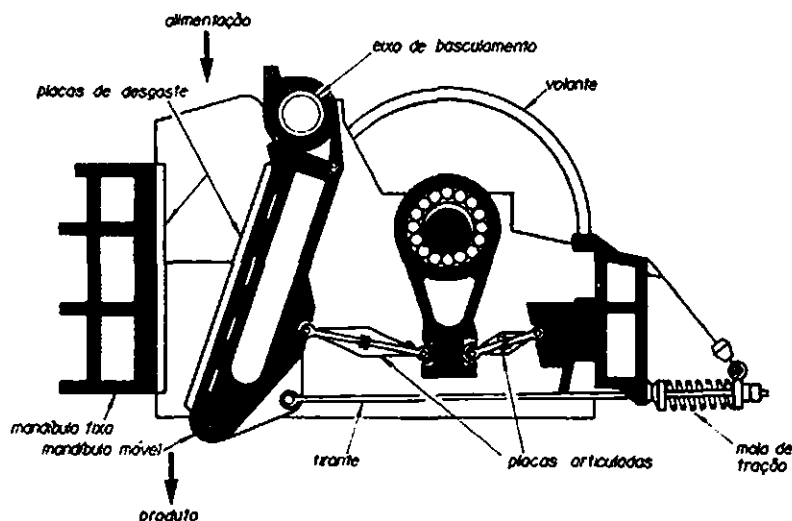



Fig. III.1 – Britador Blake.

A principal aplicação dos britadores de mandíbulas é o britamento primário de materiais duros e abrasivos. O britador Blake dá maior produção e não entope com facilidade, pois é a parte inferior das mandíbulas que se abre para dar saída ao produto. O tipo Dodge (fig. III-2) é de menor capacidade, presta-se para operação intermitente e permite trabalhar com maior relação de fragmentação. Entope com mais facilidade do que o Blake, mas o produto é de granulometria mais regular. A tabela III-1 apresenta dados de funcionamento de britadores típicos dos modelos Blake e Dodge de fabricação americana. As capacidades indicadas podem variar com a natureza do sólido, umidade, granulometria e outras propriedades como aderência e dureza. A tabela III-2 apresenta dados referentes a alguns britadores de mandíbula de fabricação nacional[23].

Há uma fórmula empírica antiga, de Taggart, que permite efetuar estimativas rápidas da capacidade de britadores de mandíbulas com base na medida da boca de alimentação e na abertura de descarga[24]:

$$C = 0{,}0845\ L\ S$$

C = capacidade em t/h

L = comprimento da boca de alimentação paralela ao plano da mandíbula fixa (cm)

S = afastamento máximo da abertura de descarga (cm)

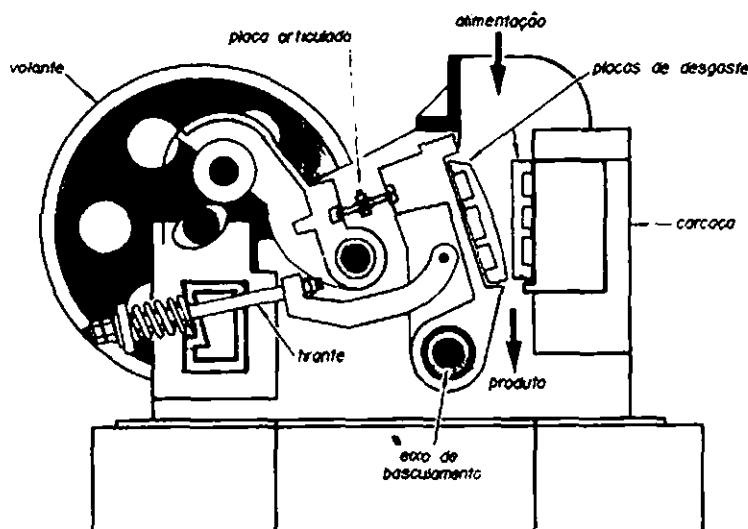



Fig. III.2 – Britador Dodge.

Tabela III-1

BRITADORES DE MANDÍBULAS

TIPO BLAKE

Tamanho da boca de carga (polegadas)	Produto Fino		Produto Grosso		Rotação RPM	Potência HP
	tamanho	t/h	tamanho	t/h		
7 x 10	3/4	1,5	2	5	275	7 – 10
9 x 15	1	4	2 1/2	12	250	10 – 15
10 x 20	1 1/2	10	3	20	250	15 – 20
15 x 24	2 1/4	22	5	60	210	35
24 x 36	3	45	6	110	210	75
36 x 48	4 1/2	110	8	225	190	150
48 x 60	5	150	9	300	170	200

Tabela III-1 (continuação)

TIPO DODGE

Tamanho da boca de carga (polegadas)	Capacidade (t/h) Granulometria do produto				Potência HP
	1/2"	3/4"	1"	1 1/2"	
4 x 6	0,25	0,5	1		3
7 x 9		1,0	2	3	6
9 x 12		1,5	3	4	10
11 x 15		2,0	4	6	15

Tabela III-2

BRITADORES DE MANDÍBULAS DE DOIS EIXOS (TIPO BLAKE)

Tamanho	Rot.	Exc.	Mov. queixo	Capacidade (m³/h) Abertura da boca de descarga (posição fechada)											Motor
	RPM	mm	pol.	3"	4"	4½"	5"	6"	7"	8"	9"	10"	12"	14"	HP
9060 B	250	19,5	1	40 50	50 65	55 70	60 75	70 90	80 100						75
12090 B	180	27,5	1 1/2		90 110	95 120	100 125	110 140	125 160	140 180	160 200	180 220			150
48" x 60" A-1	170	30	1 1/2		170 250	180 265	190 280	210 310	230 330	240 360	260 390	300 400			200
60" x 48" A-1	125	38	1 1/2							400 500	450 560	500 620	580 720	650 800	300

A granulometria do produto pode ser avaliada com o auxílio da fig. III-3, construída com dados de fabricantes tradicionais de britadores de mandíbulas, giratórios e de cilindros. Admite-se que 15% do produto sejam constituídos de partículas maiores do que a abertura do britador. Assim sendo, 85% passarão por uma abertura circular de diâmetro igual à abertura mencionada na figura. Para exemplificar, suponhamos que a regulagem da boca de saída do britador seja 2 cm. Pode-se avaliar que aproximadamente 52% do produto passarão por um furo circular de 1 cm e 73% passarão por um furo de 0,5 cm.

O tipo *Samson* é uma variante simplificada do britador Blake. A chapa articulada é única e o acionamento da mandíbula é feito diretamente pelo volante. O excêntrico é também o ponto de basculamento da mandíbula, havendo portanto apenas um eixo neste tipo de máquina (fig. III-4). Capacidades de britadores desta categoria, de fabricação nacional, encontram-se na tabela III-3[23].

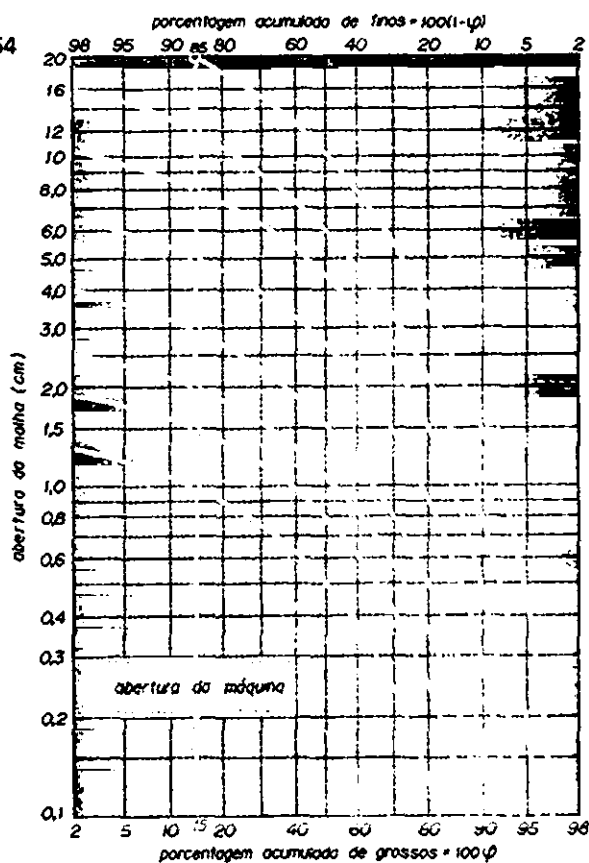



Fig. III.3 – Granulometria do produto fragmentado.

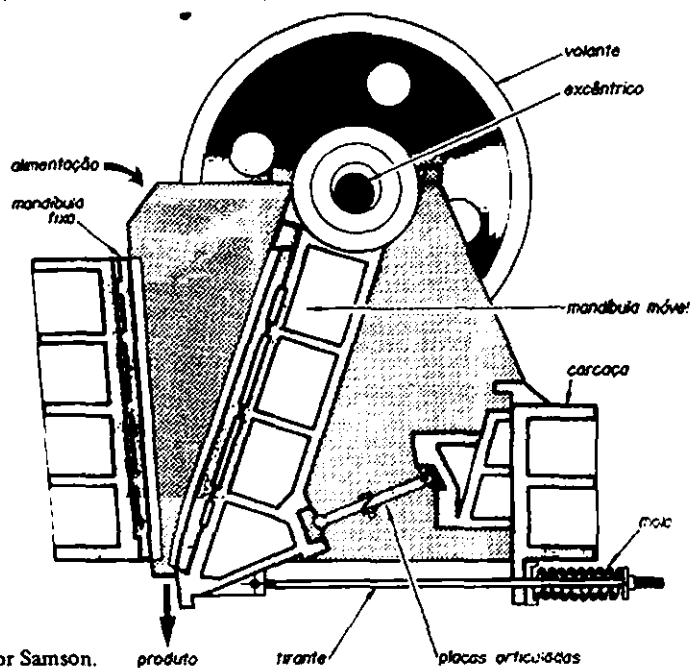



Fig. III.4 – Britador Samson.

Tabela III-3
BRITADORES DE MANDÍBULAS DE FABRICAÇÃO NACIONAL

Tamanho	Rotação	Excentr.	Movim. do queixo	Capacidade (m^3/h) Abertura da boca de saída (posição fechada)													Motor HP
	RPM	mm	pol.	1 1/4"	1/2"	3/4"	1"	1 1/2"	2"	2 1/2"	3"	3 1/2"	4"	4 1/2"	5"	5 1/2"	
6013	350	10	3/8	3-4	5-6,5	7-9	9-12										15
8013	350	12,5	1/2	4-5	6,5-8,5	9-12	12-16										20
9026	300	13	3/4			17-22	20-26	29-37	37-48	45-58							40
12040	300	16	7/8						55-78	65-85	75-97	83-105	100-130	110-142	120-156	125/162	75

O ângulo de abertura das mandíbulas é geralmente inferior a 30° para evitar que as partículas alimentadas sejam expelidas pela máquina. Pode-se estabelecer uma relação entre este ângulo, o tamanho da alimentação e o coeficiente de atrito entre o material e as mandíbulas. Consideremos uma partícula de diâmetro D alimentada a um britador Blake. O ângulo máximo entre as mandíbulas é 2α (fig. III-5). Se este ângulo fôr excedido, a partícula será expulsa do britador. Este ângulo 2α é chamado *ângulo de ataque, aprisionamento* ou *captura.* Seu valor poderá ser obtido como segue. Desprezando o peso da partícula, dois tipos de forças atuam nos pontos de contato com as mandíbulas:

a) duas forças radiais F_r

b) duas forças de atrito F_t atuando tangencialmente à partícula. Estas forças relacionam-se com as forças radiais através do coeficiente de atrito μ:

$$F_t = \mu F_r$$

As componentes de F_t segundo a bissetriz do ângulo 2α tendem a conduzir a partícula para baixo, ao passo que as componentes de F_r nessa mesma direção tendem a expelir a partícula. A condição de aprisionamento é, pois

$$2 F_t \cos\alpha > 2 F_r \operatorname{sen}\alpha$$

$$2 \mu F_r \cos\alpha > 2 F_r \operatorname{sen}\alpha$$

ou seja,

$$\tan\alpha < \mu$$

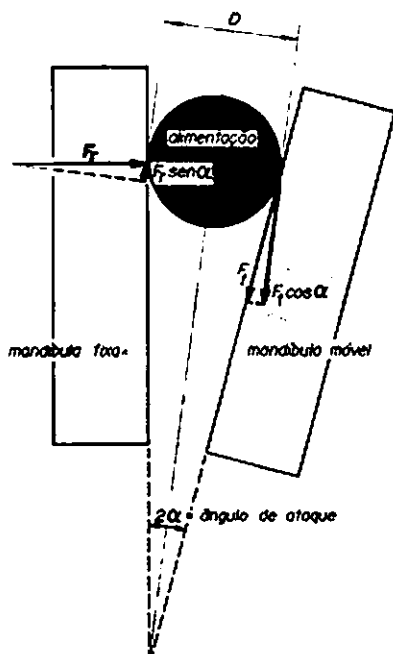



Fig. III.5 – Ângulo de ataque.

Para os valores do coeficiente de atrito comumente encontrados na prática, o valor de α resulta entre 10° e 15°, isto é, o ângulo de ataque varia entre 20° e 30°.

Britador giratório

Opera por compressão, mais ou menos como um britador de mandíbula, porém a ação de britamento é contínua. É constituído de um corpo cônico de carga, seguido de um outro de descarga. No interior há um eixo com uma cabeça cônica de britamento (fig. III-6A e B). A alimentação é feita pelo tôpo. A base menor do corpo do britador coincide com a base maior da cabeça cônica de moagem, sendo esse o ponto onde se realiza a fragmentação. Na parte superior o eixo é preso num rolamento flexível e, na inferior, encaixa no excêntrico existente numa coroa acionada por um pinhão. À medida que a coroa gira, o excêntrico faz com que a cabeça cônica de britamento se aproxime e afaste alternadamente do corpo do britador. Em operação, a cabeça de britamento gira em torno de seu próprio eixo a fim de reduzir o desgaste por atrito. Há duas regulagens nestes britadores para permitir variar a granulometria do produto. A primeira controla o afastamento máximo entre a cabeça de britamento e o corpo do britador; a segunda controla o afastamento mínimo. Ambas são feitas pelo simples levantamento ou abaixamento do eixo de moagem. Certos modelos permitem efetuar as regulagens com a máquina em funcionamento.

A ação de britamento é contínua, assim como a descarga. Além disso, o movimento de vai-vem do britador de mandíbulas é substituído nestas máquinas por um movimento de rotação, que reduz a vibração. As tensões são mais uniformes do que no britador de mandíbulas, o consumo de potência é menos variável e a capacidade por unidade de área de descarga é maior. O produto é relativamente mais fino e uniforme.

Os custos de instalação e manutenção superam os de um britador Blake, de modo que a decisão em cada caso depende de um estudo econômico. De um modo geral, o britador giratório é mais indicado para instalações de britamento primário de larga escala, muito embora haja também britadores giratórios secundários.

Capacidades e consumos de britadores giratórios típicos acham-se nas tabelas III-4 e III-5. O tamanho da alimentação varia de 3" a 60". Os dados referem-se a material de densidade 1,6 t/m^3 depois de moído.

A fórmula empírica de Taggart[24] apresentada anteriormente para os britadores de mandíbulas aplica-se igualmente para os britadores giratórios, mudando apenas o significado do parâmetro L:

$$C = 0{,}0845\, L\, S$$

C = capacidade (t/h)

L = perímetro da circunferência cujo diâmetro é a média aritmética dos diâmetros dos dois cones que compõem a carcaça do britador (cm)

S = abertura máxima de descarga (cm)

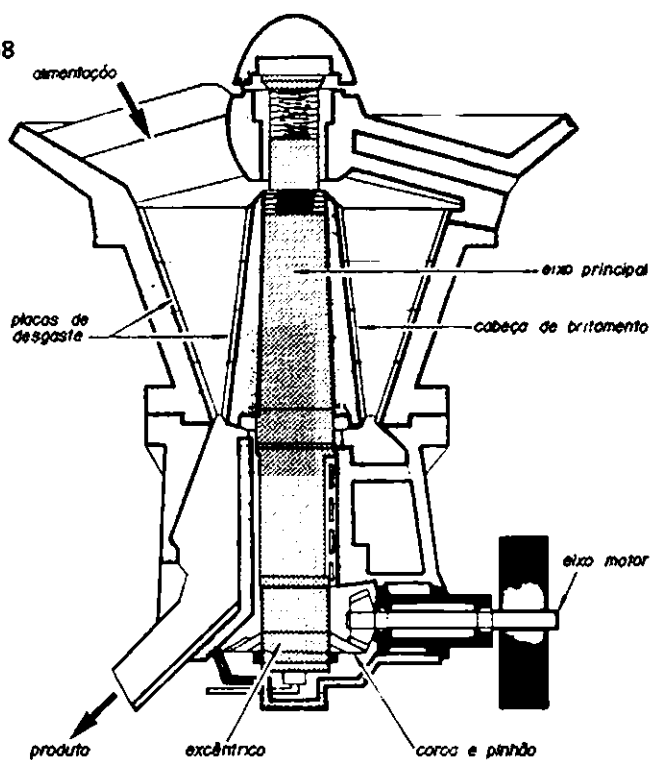



Fig. III.6A
Britador giratório

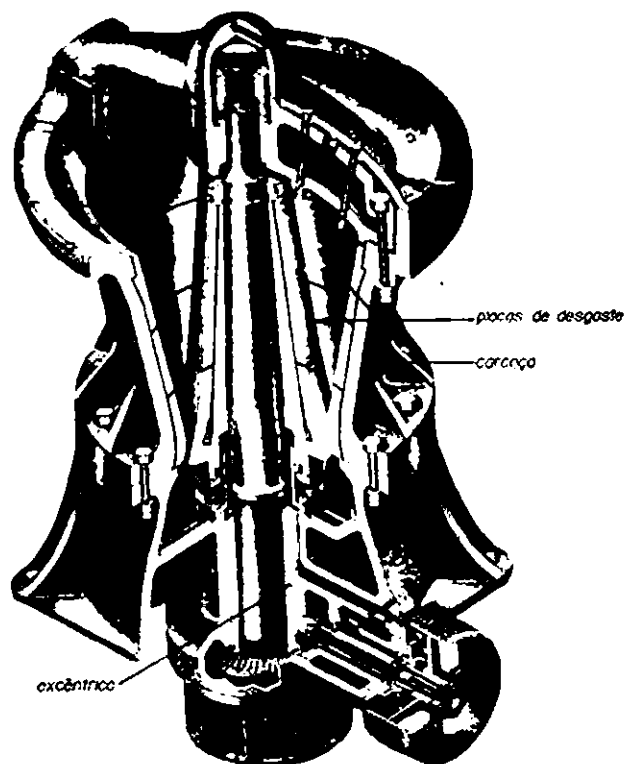



Fig. III.6B
Britador giratóric

Tabela III-4
BRITADORES GIRATÓRIOS
ESPECIFICAÇÕES DO TIPO TC (TRAYLOR) PARA GRANDES PRODUÇÕES

Abertura de alimentação (m)	Capacidade aproximada para material moído de densidade 1,6 t/m^3 (t/h)											Rotação máxima RPM	Potência máxima necessária (HP)
	Menor abertura de descarga (polegadas)												
	1 1/2	2	2 1/2	3	3 1/2	4	5	6	7	8	9		
0,50 x 2,00	155	203	250	310	362	410						320	150
0,75 x 3,00		309	386	465	540	618						320	225
0,90 x 3,50			463	555	650	740	930	1100				380	250
1,10 x 3,90				645	750	860	1008	1290				360	275
1,20 x 4,20						990	1240	1480	1730	1980		325	360
1,40 x 4,80							1400	1680	1960	2240		325	400
1,50 x 5,30								1900	2220	2540	2860	265	450

Tabela III-5
BRITADORES GIRATÓRIOS
ESPECIFICAÇÕES DE ALGUNS TIPOS TY (TRAYLOR) PARA PEQUENAS PRODUÇÕES

Abertura de alimentação (mm)	Capacidade aproximada para material moído de densidade 1,6 t/m^3 (t/h)										Rotação máxima (RPM)	Potência (HP)(*)
	Menor abertura de descarga (polegadas)											
	1/8	1/4	3/8	1/2	3/4	1	1 1/2	2	3	3 1/2		
75	4	6	8								1050	15 – 20
115			15	20	30						865	20 – 40
230				56	68	78	91				665	50 – 75
305				82	97	111	133				695	75 – 125
405					128	148	178	197			575	100 – 200
560							318	390	523	590	490	200 – 300

(*) A potência varia com a capacidade, granulometria do produto e dureza do material. Os números menores aplicam-se para operação normal. Os maiores para trabalho pesado de redução de tamanho de materiais duros, fornecendo produto fino.

BRITADORES SECUNDÁRIOS

Britador de martelos

Este tipo de britador secundário opera principalmente por impacto, prestando-se para fragmentar materiais frágeis não abrasivos. Utiliza-se igualmente para materiais fibrosos, como milho, soja e café, pois uma parte da ação de fragmentação é por corte. Os maiores servem para trabalho pesado, como o britamento de carvão, calcáreo, barita, cal, xisto e osso em pedaços até 20 a 50 cm. As menores unidades operam na faixa de granulometria dos moinhos.

Há uma grande variedade de modelos. O da figura III-7 é típico. Um rotor gira em alta velocidade no interior de uma carcaça. No rotor há um certo número de martelos periféricos que basculam em torno de seu ponto de fixação. Em operação normal os martelos são orientados radialmente pela força centrífuga, porém se um material inquebrável fôr alimentado ao britador, eles desviam-se de sua posição radial para evitar a quebra. Os martelos danificados ou desgastados podem ser substituídos com facilidade.

O britamento é feito predominantemente por impacto do material com os martelos e com as placas de britamento, mas o corte e o atrito também são importantes. O produto sai pelo fundo, onde há barras que formam uma grelha. Nos modelos menores as barras são substituídas por uma placa metálica perfurada.

No tipo que descrevemos a carga é feita pela parte superior, mas há modelos com alimentação axial. Alguns tipos têm dois ou mais rotores e outros são simétricos, o que permite alterar o sentido de rotação, de modo a uniformizar o desgaste dos martelos e das placas.

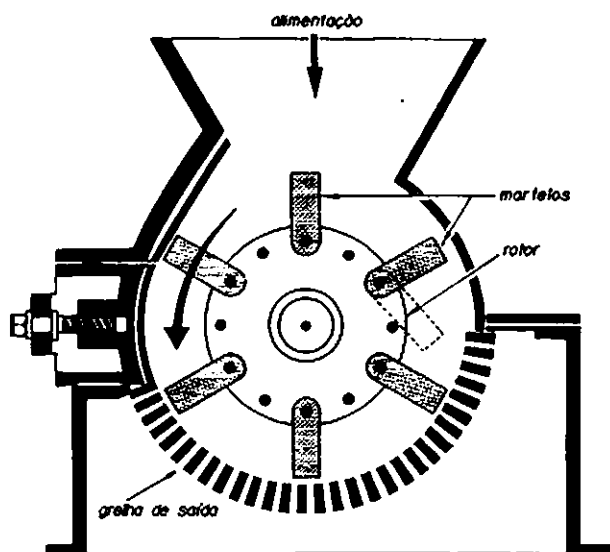



Fig. III.7 – Britador de martelos.

A granulometria do produto é determinada pela velocidade da máquina, pelo tamanho dos martelos e pelo tamanho das aberturas de saída. A velocidade varia entre 500 e 1800 rpm.

Tamanhos, capacidades e consumos de energia típicos são apresentados na tabela III-6 para o britador Super-Jumbo[25]. Modelos menores são fabricados pela Raymond, como o da fig. III-8, que é realmente um moinho. Especificações de modelos de fabricação nacional são fornecidos na tabela III-7[23].

Tabela III-6
BRITADORES DE MARTELOS WILLIAMS[25]

Tamanho	Abertura da boca de carga (cm)	Capacidade (t/h)			Potência (HP)
		Abertura da grelha (cm)			
		5	3	2	
4	60 x 40	125	100	60	100
6	75 x 50	210	165	100	178
8	75 x 65	310	250	150	250
10	75 x 75	400	330	200	350

Tabela III-7
BRITADORES DE MARTELOS FAÇO[23]
ALIMENTAÇÃO ATÉ 10 CM

Tipo	Abertura da boca de carga (cm)	Rotação (RPM)	Capacidade (th)					Potência (HP)
			Abertura da grelha (cm)					
			0,5	0,6	1,0	1,3	2,0	
60 x 60	40 x 60	1200/1800	10–12	14–17	16–19	18–22	22–27	25 – 30
75 x 50	27 x 50	900/1600	15–18	18–22	20–24	23–28	28–34	75 – 100
75 x 75	27 x 75	900/1600	21–25	25–30	28–34	32–38	49–59	100 – 150
75 x 100	27 x 100	900/1600	30–36	35–42	40–48	45–54	55–66	150 – 200

Britador de pinos

É uma variante do britador de martelos. Os tamanhos menores têm dois discos horizontais com pinos verticais. O disco inferior gira em alta velocidade com os pinos para cima. O disco superior é fixo e tem os pinos para baixo. A alimentação é feita por um furo central existente no disco fixo. Os tipos maiores têm os discos verticais, prestando-se para o britamento de um grande número de produtos químicos, fertilizantes e materiais frágeis não abrasivos (fig. III-9).

O produto é fino e uniforme. A operação pode ser realizada contínuamente com descarga centrífuga do produto ou em batelada. Usa-se para britar produ-

tos químicos, fertilizantes e materiais não abrasivos que se quebram com facilidade. A granulometria do produto é controlada variando-se a distância entre os discos e pelo ajuste da velocidade. Este tipo de britador intermediário também pode ser empregado como moinho. O tipo Kek é o mais conhecido para este fim.

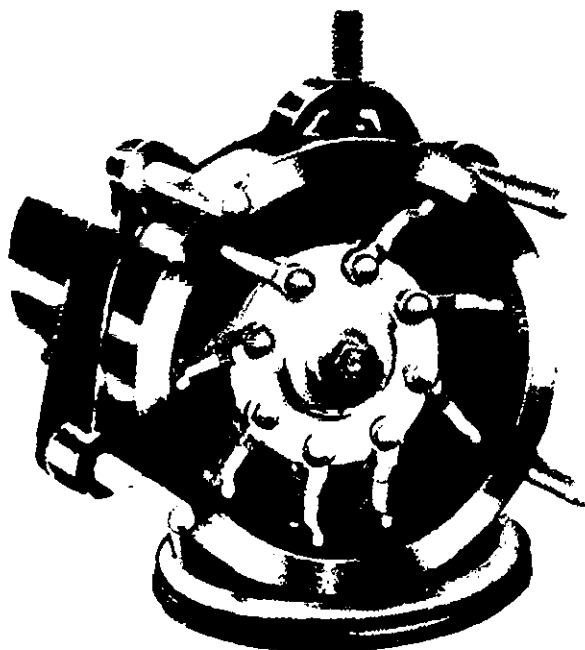



Fig. III.8 – Moinho de martelos.

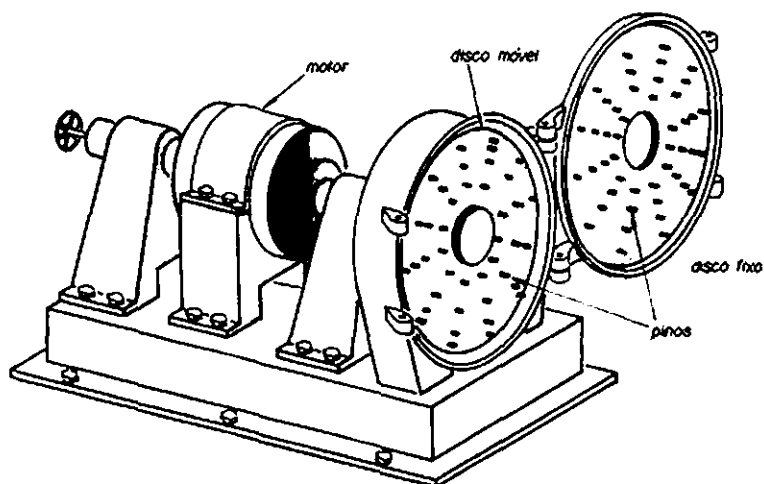



Fig. III.9 – Britador de pinos.

Britador de barras ou gaiola

É parecido, quanto ao funcionamento, com os dois tipos anteriores, sendo utilizado principalmente como desintegrador de materiais sem muita resistência mecânica e que podem ser úmidos e pegajosos para serem britados em outros tipos de máquinas. Usa-se muito para carvão, calcáreo, fertilizantes e materiais fibrosos.

Os rotores são verticais e os pinos são substituídos por barras de aços ligas especiais. Cada rotor forma uma espécie de gaiola circular, podendo haver várias gaiolas concêntricas (num máximo de 8) girando em sentidos contrários. Este britador é mostrado em corte e perspectiva na fig. III-10. O sólido é alimentado pela parte superior e atravessa as gaiolas que giram em alta velocidade. A fratura do material ocorre por impactos múltiplos com as barras. O produto sai pela parte inferior da máquina.

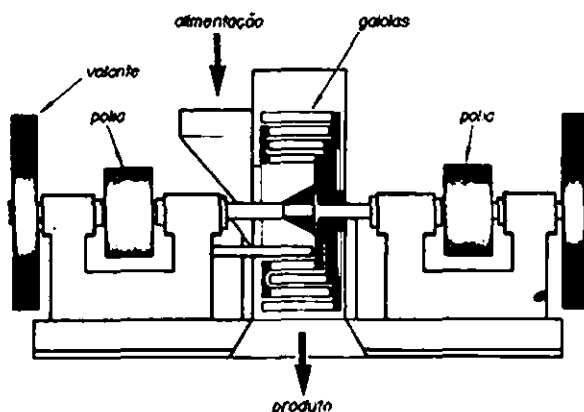
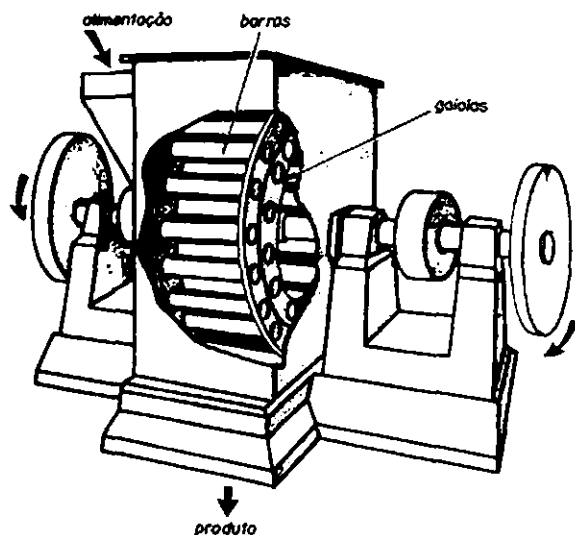



Fig. III.10 – Britador de barras ou gaiola.

Britador de rolos

Este tipo de britador intermediário está mais ou menos consagrado para ser instalado logo depois de um britador de mandíbulas ou giratório. É fabricado numa grande variedade de tamanhos, pois não se presta para grandes relações de moagem numa única operação. É insuperável na produção de sólidos granulares grosseiros (10 – 15 mesh), produzindo pouco material fino quando bem operado. Sua construção é simples e robusta.

O modelo mais conhecido é o de dois rolos lisos (fig. III-11). Consta de dois rolos horizontais que giram à mesma velocidade em sentidos contrários. Um dos rolos pode girar livremente e o outro é movido por uma polia motora. Os tamanhos da alimentação e do produto são controlados pela separação entre os rolos, que é regulável e mantida constante por meio de um conjunto de molas resistentes, mas que cedem quando acidentalmente um material inquebrável é alimentado entre os rolos. Durante a operação do britador estas molas também retraem um pouco, de modo que o tamanho do produto é cerca de 25% maior do que o espaçamento dos rolos. A superfície dos rolos pode ser lisa ou estriada.

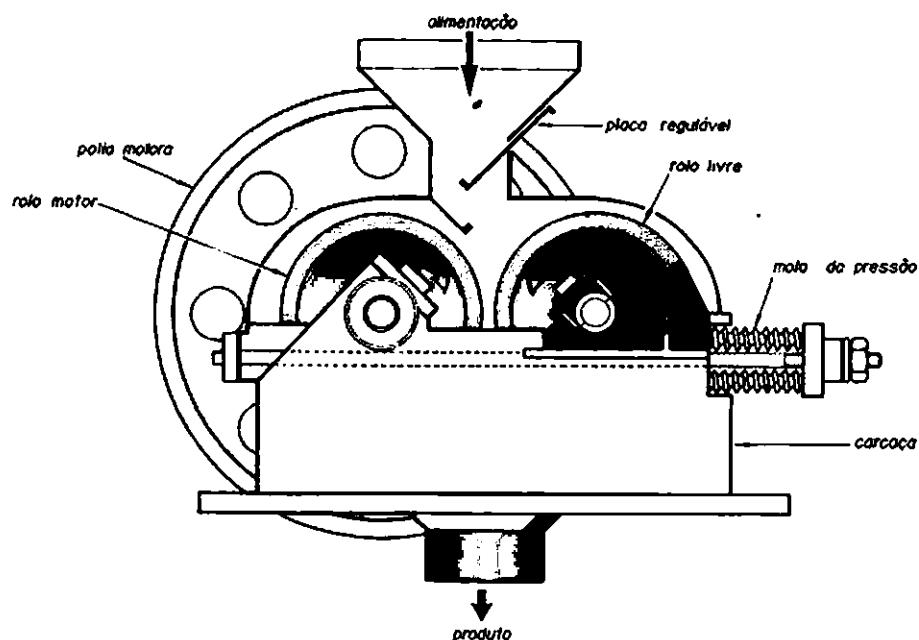



Fig. III.11 – Britador de rolos.

O diâmetro dos rolos varia desde 10 cm até 2 m e, a largura, de 3 cm a 80 cm. A velocidade periférica varia entre 60 e 500 m/min, para rotações entre 45 e 220 rpm. As molas exercem uma pressão nos rolos que varia entre 1 t/cm de largura e 7 t/cm. A alimentação deve ser inferior a 2 1/2" e a relação de moagem não deve ser maior do que quatro se a formação de finos tiver que ser evitada. Para material grosseiro e duro, relações de 2,5 a 3 darão melhores resultados. Para material fino (1/3 a 1/4 do tamanho máximo que os rolos conseguem aprisionar), uma relação até 8 poderá ser utilizada desde que não haja objeção quanto à produção de finos. Para se conseguir maiores relações de moagem, *vários pares de rolos sobrepostos podem ser usados.*

Dimensionamento. Consiste no cálculo do diâmetro necessário para aprionar as partículas da alimentação, da largura dos rolos que permita obter a capacidade desejada e da potência consumida.

a) *Diâmetro.* Se o tamanho máximo da alimentação fôr d e a granulometria desejada fôr tal que o espaçamento entre os rolos seja $2s$, o diâmetro D dos rolos ficará definido em função do ângulo de ataque 2α. De fato, nos pontos de contato da maior partícula que o britador consegue aprisionar atuam duas forças radiais F_r e duas forças tangenciais de atrito F_t. A componente vertical da força radial é $F_r \operatorname{sen} \alpha$ (fig. III-12) e a componente vertical da força tangencial é $F_t \cos \alpha$. Para que a partícula seja capturada pelos rolos deve-se ter:

$$2 F_t \cos \alpha > 2 F_r \operatorname{sen} \alpha$$

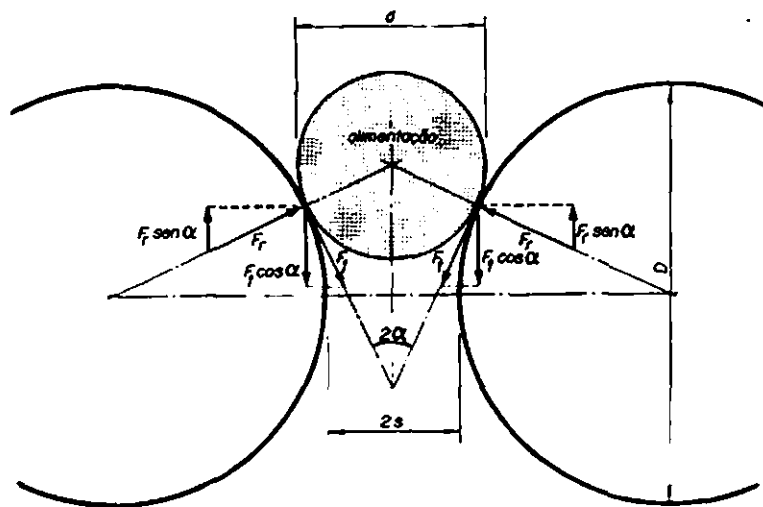



Fig. III.12 – Esforços durante a fragmentação.

Lembrando que a força de atrito pode ser relacionada com F_r e com o coeficiente de atrito μ pela expressão:

$$F_t = \mu F_r$$

resulta finalmente $\tan \alpha < \mu$. Conhecido o coeficiente de atrito entre o material e os rolos, fica definido o ângulo α, sendo possível calcular o diâmetro D dos rolos (fig. *III-13*):

$$\cos \alpha = \frac{R + s}{R + r} = \frac{D + 2s}{D + d}$$

$$\therefore\ D = \frac{d \cos \alpha - 2s}{1 - \cos \alpha}$$

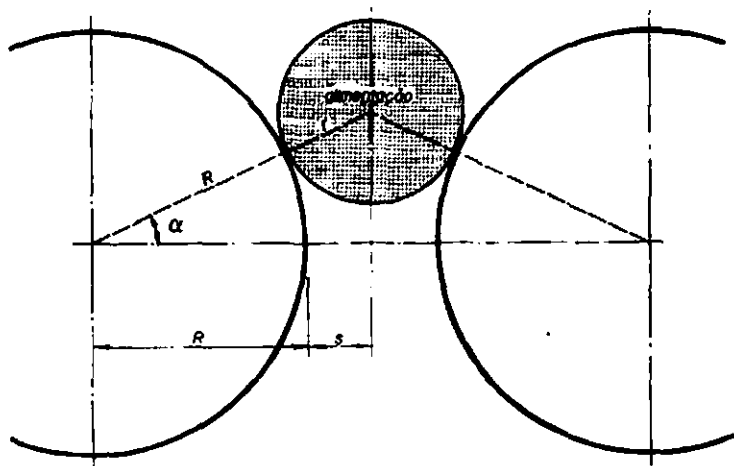



Fig. III.13 – Cálculo do diâmetro.

Para o britamento de pedra contra ferro, $\mu \cong 0{,}3$, o que dá um valor de $\alpha = 16^o42'$. O ângulo de aprisionamento será então da ordem de 32^o.

b) *Capacidade.* Varia entre 25% e 35% da teórica, que corresponde ao sólido existente numa esteira contínua de espessura $2s$ produzida pelo britador em uma hora. Sendo:

L = largura dos rolos (m)
D = diâmetro dos rolos (m)
$2s$ = separação entre os rolos (m)
N = velocidade de rotação (rpm)

ρ = densidade aparente do produto (t/m³) $\cong \rho_S (1 - \epsilon)$
ϵ = porosidade do produto
C' = Capacidade teórica (t/h)

pode-se escrever:

$$C' = \pi D(60N)L\ 2s\ \rho$$

ou seja

$$C' = 376{,}8\ DNLs\ \rho$$

A capacidade real C será 25 a 35% da teórica, ou seja

$$C = K\ DNLs\ \rho$$

onde $K = 94$ a 132 (média 113). Esta expressão permite calcular a largura dos rolos necessária para obter a capacidade desejada:

$$L = \frac{C}{113\, D N s\, \rho_S (1 - \epsilon)}$$

A fig. III-14 também permite dimensionar britadores de rolos em função do diâmetro da alimentação, espaçamento dos rolos e capacidade.

c) *Energia consumida.* A fig. III-14 permite avaliar a potência consumida na operação de britadores de rolos lisos. Pode-se também utilizar a lei de Bond.

Aplicação 1

Selecionar um britador de rolos lisos para britar um minério duro desde um tamanho médio de 4 cm até partículas de 1 cm. A capacidade desejada é 35 t/h.

Solução

Entra-se na parte superior da fig. III-14 com 40 mm e desce-se verticalmente até encontrar a *primeira reta inclinada, que é a de 140 cm. Este é o menor rolo que conseguirá aprisionar* partículas de 4 cm de diâmetro. Seguindo horizontalmente para a esquerda obtém-se uma velocidade periférica dos rolos de 240 m/min e que corresponde a 54 rpm para rolos de 140 cm. Seguindo agora uma curva interpolada partindo do ponto inicial, observa-se que rolos com 40 cm de largura dão uma produção de 35 t/h. Deve-se selecionar sempre uma largura padronizada. A energia necessária é obtida como segue:

$$P = \frac{35\ (4)}{4} = 35 \text{ HP}$$

Outros tipos de britadores de rolos

Há uma variedade de britadores de rolos aplicáveis em situações especiais. Entre eles estão os britadores de rolo único dentado e os de rolos corrugados.

Os de *rolo único dentado* podem ser exemplificados pelo britador Fairmount da Allis-Chalmers, cujo rolo se movimenta no interior de uma carcaça. A fratura realiza-se pelo impacto contra os dentes do rolo e o britamento secundário é realizado pelo aprisionamento dos fragmentos produzidos, seguido de compressão contra uma bigorna curva presa à carcaça por meio de parafusos de aço, contra a ação de um conjunto de molas resistentes (fig. III-15).

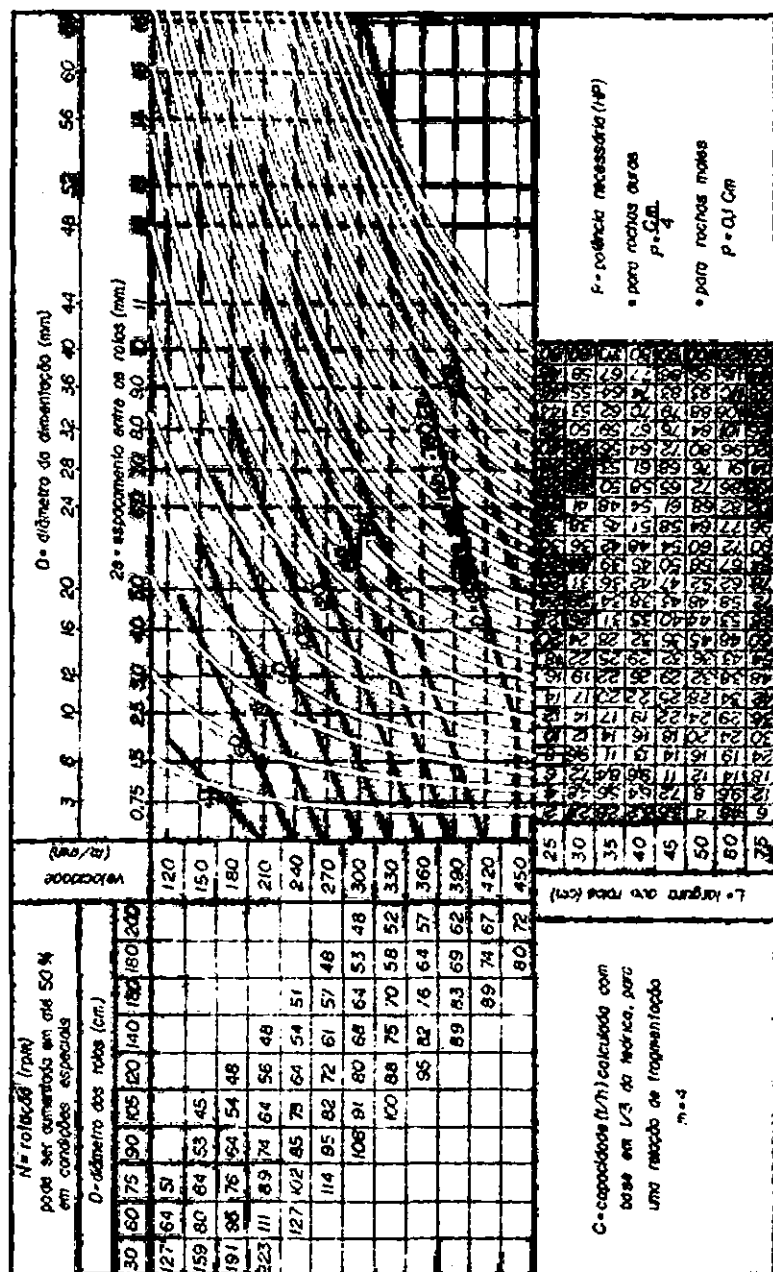



Fig. III.14 -- Carta para dimensionar britadores de rolos.

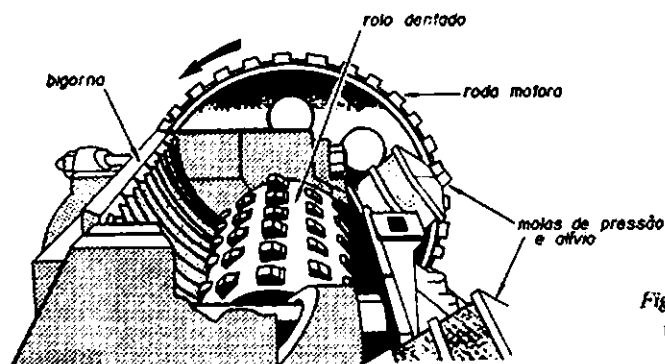



Fig. III.15 – Britador de rolo único dentado.

Este tipo de máquina presta-se bem para o britamento de sólidos laminados. Materiais como calcáreo, dolomita, fosfato, cimento e xisto são comumente alimentados a estes britadores. Alguns dados de operação encontram-se na tabela III-8.

Tabela III-8
BRITADORES DE ROLO ÚNICO

Boca de Carga (polegadas)	Tamanho máximo da alimentação (pol)	Capacidade (t/h)					Rotação (RPM)	Potência (HP)
		Abertura da descarga (pol)						
		2	3	4	5	6		
24 x 48	14	90	135	180			58	75–100
24 x 60	14	115	170	230			58	100–125
36 x 60	24	–	170	230	290	345	39	180–220

Há diversos tipos de britadores de *rolos corrugados* em uso: alguns são estriados em zig-zag para facilitar o aprisionamento das partículas a moer. Outros têm ressaltos em dente de serra. Pode haver dois rolos girando em sentidos contrários e com velocidades diferentes. Neste caso a máquina terá simultâneamente ação de corte e compressão. Este britador é usado para a fragmentação de cola, naftaleno, enxôfre, madeira, cloreto de cálcio, pixe, plásticos fenólicos e asfalto.

Britador cônico

É parecido com o giratório, porém sua capacidade é menor e, tanto a alimentação como o produto, são mais finos. É muitas vezes instalado em lugar de um britador giratório ou de rolos e realiza, num só estágio, uma redução de tamanho que, com outro tipo de equipamento, seria feita em mais estágios.

Tem um rotor cônico que gira a mais ou menos 500 rpm no interior de uma carcaça revestida internamente com placas apertadas contra o rotor por meio de molas resistentes. Se o britador entupir ou receber peças inquebráveis, as

molas cedem. O cone de britamento é acionado por um excêntrico ligado a uma engrenagem (fig. III-16). O cone é revestido com placas de desgaste ranhuradas, de modo que a ação de moagem é múltipla: impacto, compressão e atrito. A alimentação é feita pela parte superior e o produto sai pela parte lateral inferior.

Os tipos mais comuns são o Symons[26] e o Telsmith[27]. A alimentação varia de 2 1/4" a 10" e, o produto, entre 3/8" e 1 1/2". A granulometria do produto pode ser ajustada com o britamento em funcionamento. A capacidade vai de 20 a 600 t/h (tabela III-9).

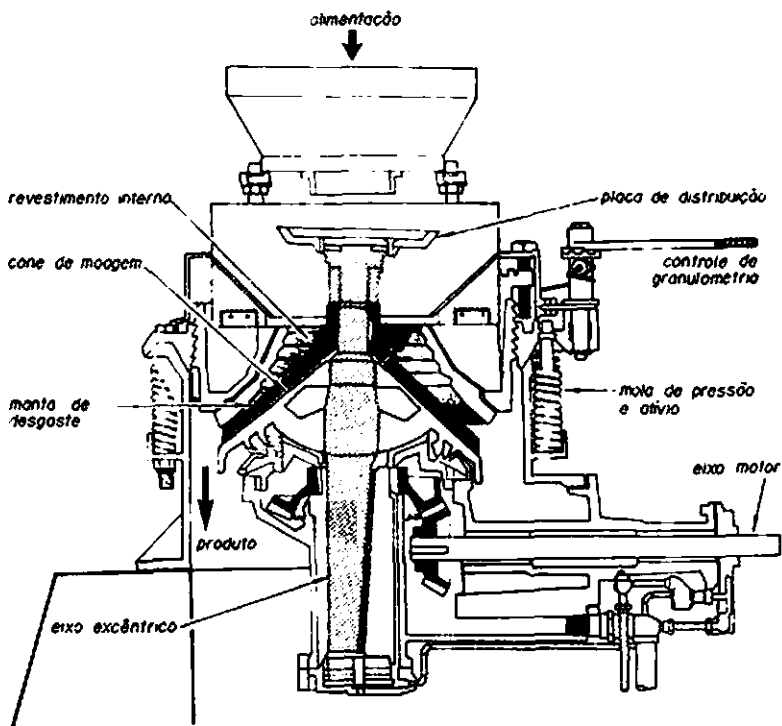



Fig. III.16 – Britador cônico.

Tabela III-9
BRITADORES CÔNICOS SYMONS

Tamanho do Britador (*ft*)	Largura da abertura de alimentação (pol)	Rotação (RPM)	Capacidade (t/h)					Potência (HP)
			Abertura de Descarga (polegadas)					
			3/8	1/2	3/4	1	1 1/2	
2	2 1/4	575	20	25	35			25– 30
3	3 7/8	580	35	40	70			50– 60
4	5	485	60	80	120	150		75–100
5,5	7 1/8	485			200	275	340	150–200
7	10	435			330	450	600	250–300

Britador de discos

É outra modificação do britador giratório, porém utiliza um novo princípio para conseguir o britamento livre, que é a força centrífuga para afastar os fragmentos da zona de britamento. O tipo mais comum é o Symons (Fig. III-17). Consta de dois discos montados em dois eixos horizontais. Um deles, o externo na figura, é ôco, sendo acionado pela polia P_2. Gira centrado em torno do eixo da máquina. O eixo interno é acionado pela polia P_1 e gira no interior de um mancal excêntrico. Os sentidos de rotação dos dois discos são opostos. Dessa forma, à medida que os discos giram eles aproximam-se e se afastam, realizando a moagem por compressão e atrito. O material é alimentado pelo centro do disco da direita e sai por ação centrífuga pela periferia. O britador de discos aplica-se para efetuar a moagem de materiais duros.

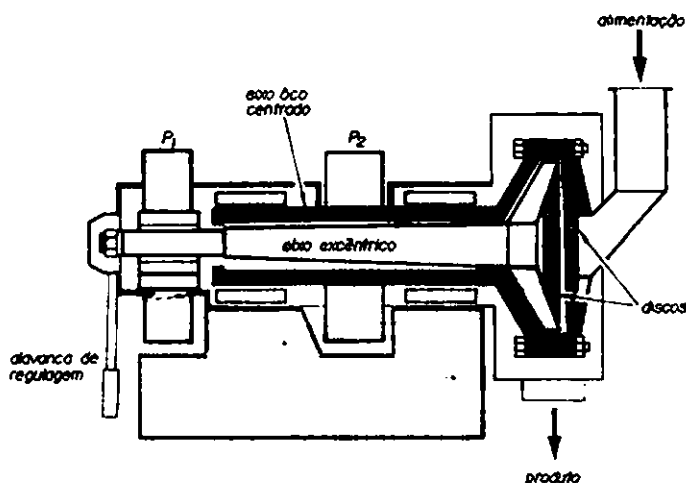



Fig. III.17 – Britador de discos Symons.

Num tipo variante a polia P_1 é eliminada e só o eixo externo gira, sendo o outro fixo. Há também um modelo fabricado pela Sprout, Waldron & Co., no qual os eixos não são concêntricos, mas colocados um de cada lado da máquina (fig. III-18). Dimensões típicas dos discos variam entre 10 e 54", com rotações de 350 a 700 rpm nos modelos de disco rotativo único e de 1200 a 7000 rpm nos modelos de dois discos, como os das figuras. Os consumos de energia variam entre 10 e 100 HP/h por tonelada de produto, dependendo da natureza do sólido e das granulometrias da alimentação e do produto.

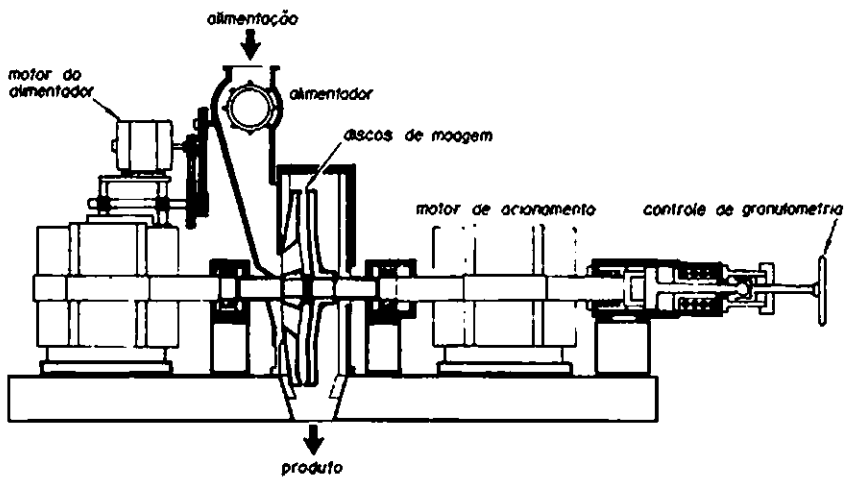



Fig. III.18 – Modelo variante de britador de discos.

Moenda

É também chamada *mó* ou *galga*. Consta de um ou dois rolos pesados de granito, concreto ou ferro fundido que rolam no interior de uma panela reforçada. Os dois rolos giram em torno de um eixo horizontal ligado ao eixo principal vertical localizado no centro da panela (fig. III-19).

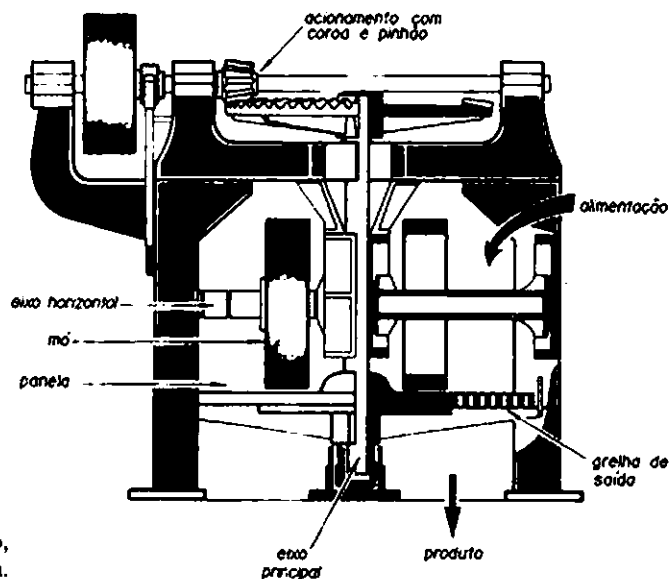



Fig. III.19 – Mó, moenda ou galga.

Alimentado pelo centro, o material é britado por compressão sob os rolos, deslocando-se para a borda da panela. Um raspador retorna continuamente o material das paredes para a zona de britamento.

Certos modelos têm o fundo perfurado, o que torna possível retirar continuamente o produto com a granulometria desejada. A operação é realizada a sêco ou a úmido. Dispositivos deste tipo servem também como moinhos, sendo conhecidos como Moinhos Chilenos. Às vezes funcionam como misturadores, sendo aplicações típicas o preparo de tintas, argilas, areia para machos de fundição, massas pegajosas e produtos farmacêuticos. Às vezes é a panela que gira e os rolos são estacionários. O tipo Bonnot permite regular a distância entre os rolos e o fundo da panela. O fundo é giratório, sendo feito de peneiras com aberturas de 1/16" a 1/2". O diâmetro varia entre 1,50 m e 3,00 m, com pedras de 70 cm a 1,50 m de diâmetro e largura de 10 cm a 50 cm e que pesam 1 a 15 t o par. A potência varia de 15 a 75 HP, com um consumo de energia entre 1 e 5 HP/t de produto e capacidade entre 1 e 50 t/h.

Britador rotatório

É mais propriamente um desintegrador de materiais friáveis moles, como carvão, coque, tanino, café e talco, alimentados em pedaços menores do que 10 cm. O produto é menor do que 5 mm.

Um rotor cônico ranhurado gira a alta velocidade no interior de uma carcaça revestida com placas também ranhuradas (fig. III-20). O rotor não é excêntrico, como no britador giratório e, além disso, gira a uma rotação muito maior. A granulometria do produto pode ser ajustada facilmente levantando ou abaixando o rotor por meio de um dispositivo que é acionado por um volante na base do britador. O tipo representado na figura é o modelo da Sturtevant.

MOINHOS FINOS

Moinhos centrífugos de atrito

Todos os modelos desta categoria empregam força centrífuga para lançar o material a moer contra a superfície de moagem. O elemento de moagem rola sobre o material que está sendo moído, realizando uma dupla ação de moagem: compressão e atrito. Os tipos mais representativos são os quatro seguintes:

Babcock
Lopulco
Raymond
Griffin

O *moinho Babcock* emprega esferas de aço que giram a alta velocidade entre dois anéis circulares. O anel inferior gira e o superior é estacionário. O material

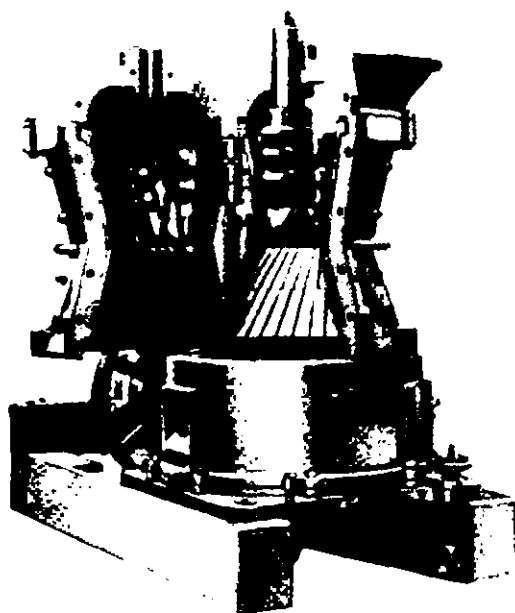



Fig. III.20 – Britador rotatório.

úmido é alimentado no centro do moinho e chega por ação centrífuga à parte periférica, onde é moído entre as esferas e os anéis (figs. III-21A e III-21B). Um ventilador na parte superior do moinho retira o material moído cuja granulometria já atingiu a especificação. O tamanho do produto é controlado por meio da rotação do ventilador e da razão de alimentação. A capacidade vai até 15 t/h. Existem pulverizadores Babcock com duas ou três séries de esferas umas sobre as outras, com os anéis superiores móveis e os inferiores fixos ou com os dois fixos, com capacidade até 45 t/h. Aplicações típicas são a moagem do carvão, matérias primas para a fabricação de cimento, rocha fosfática e calcáreo para agricultura e minério de cromo. O tipo descrito é fabricado pela Babcock & Wilcox Co., mas a companhia Fuller também fabrica máquinas deste mesmo modelo. Porisso este moinho é também conhecido como moinho Fuller-Lehigh(5).

O *moinho Lopulco*, também conhecido como *moinho Sturtevant*(6), é utilizado para produzir materiais finamente divididos, como carvão, rocha fosfática, produtos químicos e farmacêuticos, cimento e corantes. Dois rolos de moagem com a forma de troncos de cone são apertados com molas contra um anel plano de moagem, mas não chegam a encostar no anel (fig. III-22). Os rolos podem ser móveis, sendo o anel (também chamado mesa de moagem) fixo, ou fixos, com a mesa giratória. No Lopulco é a mesa que gira em alta velocidade. Quando o produto atinge a granulometria desejada, um ventilador arrasta as

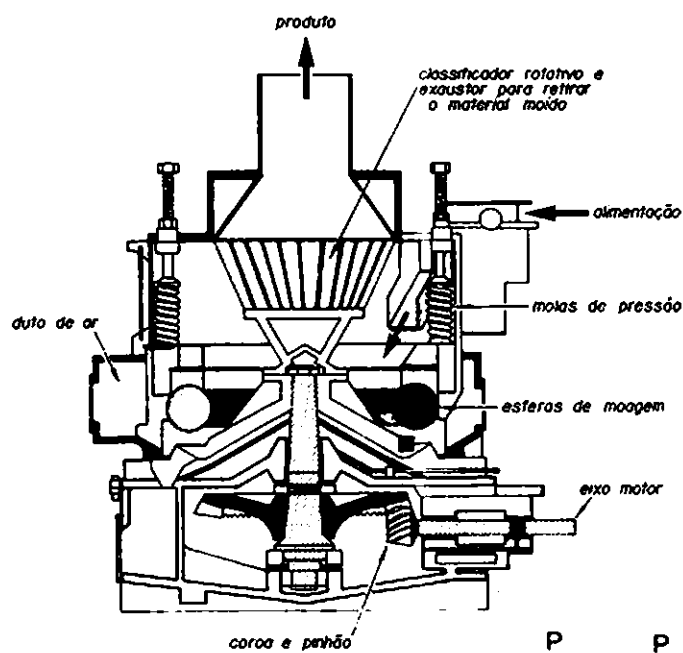



Fig. III.21A – Moinho Babcock em corte.

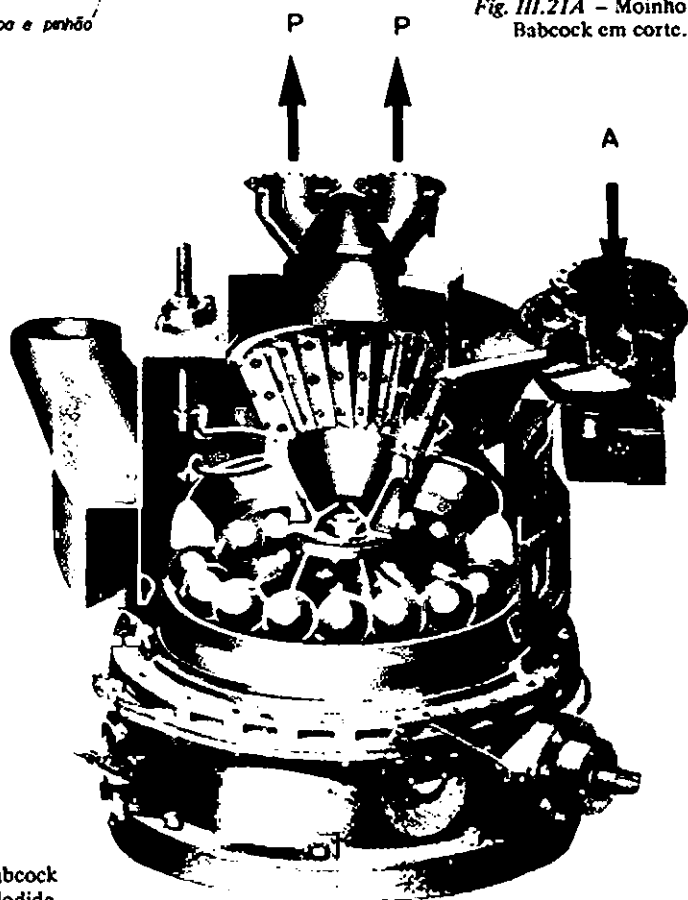



Fig. III.21B – Moinho Babcock em perspectiva explodida.

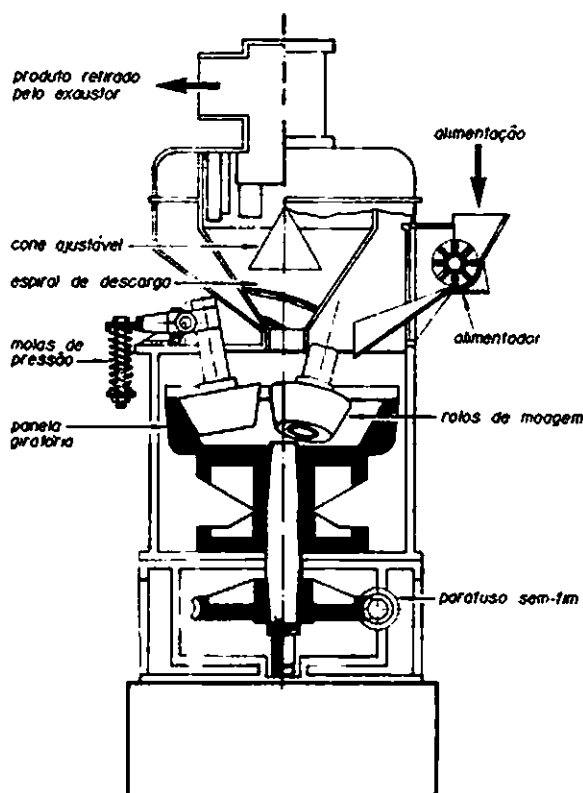



Fig. III.22 – Moinho Lopulco.

partículas pela parte superior do moinho. Observa-se que neste tipo de máquina, ao contrário do que sucede com o Babcock, não há desgaste quando o moinho não está sendo alimentado, porque os rolos não encostam na mesa. Além disso, este moinho presta-se para moer materiais explosivos, pois não há qualquer perigo de faísca pelo atrito entre os elementos de moagem.

O *moinho Raymond* obteve grande sucesso nesta classe de máquinas de redução de tamanho graças à perfeição dos seus detalhes mecânicos. Não é tão econômico quanto o Lopulco, mas fornece produto mais uniforme. Um eixo central reforçado gira pela ação de uma corôa existente na parte inferior (fig. III-23). Presos no eixo há dois a cinco braços nos quais estão suspensos eixos que podem bascular em torno do seu ponto de suspensão. Na ponta destes eixos há rolos que, devido à força centrífuga, são pressionados contra o anel periférico onde é feita a moagem. Observa-se que neste moinho o desgaste não cessa, ainda que não haja alimentação. Existe um modelo variante,

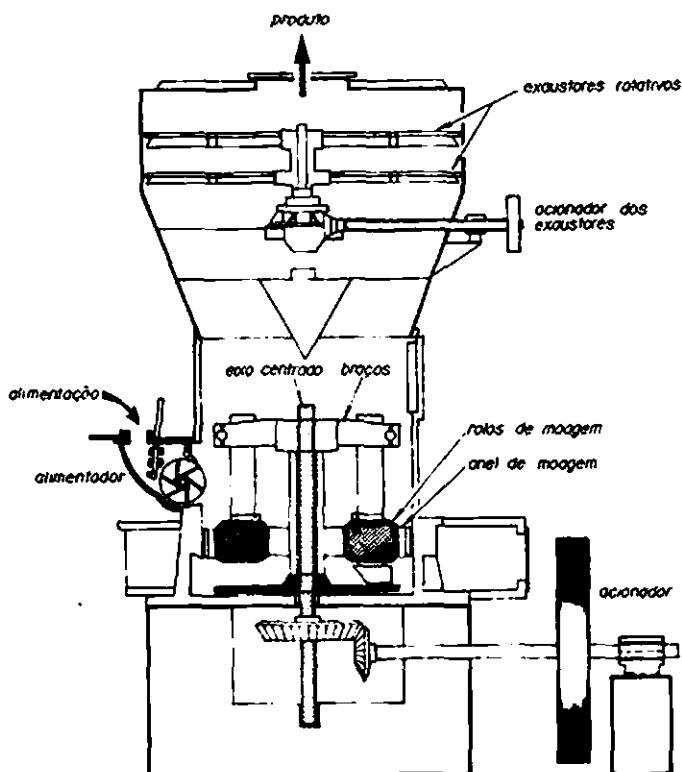



Fig. III.23 – Moinho Raymond.

fabricado pela própria Raymond, no qual os rolos são mantidos fixos a uma certa distância de uma panela que gira. Tanto num tipo como no outro, o produto é arrastado pelo ventilador existente na parte de cima do moinho ao atingir a granulometria desejada (geralmente da ordem de 100 a 200 mesh). A classificação do material pode ser feita na saída do moinho por meio de ciclones que reciclam os grossos.

Aplicações típicas são a moagem de materiais não abrasivos, como carvão, cimento, pigmentos, produtos químicos em geral, calcáreo, barita, gêsso, fosfato, enxôfre e bauxita.

O *moinho Griffin* é semelhante ao Raymond, porém só há um rolo de moagem montado num eixo que se movimenta pendurado num rolamento esférico. A separação do material moído é feita por meio de uma peneira dupla existente na parte lateral do moinho. A moagem é efetuada no interior de uma panela de aço (fig. III-24). A fim de minimizar o custo de manutenção, a parte inferior da peneira, que sofre mais desgaste, pode ser substituída independentemente da superior.

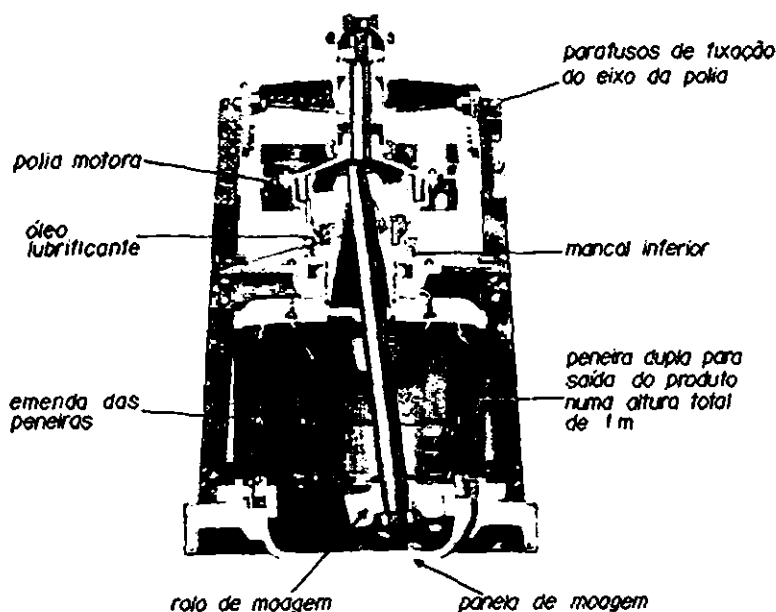



Fig. III.24 – Moinho Griffin.

Com qualquer um dos moinhos de atrito é vantajoso retirar o material com uma granulometria maior do que a desejada, classificar e reciclar os grossos. Isto reduz o consumo de energia, diminui a produção de finos e ajuda a resfriar.

Rebolo

A moagem é realizada entre duas pedras horizontais pesadas circulares, uma das quais é fixa. A outra gira em torno de seu eixo. O material é alimentado por cima, através de um furo central na pedra superior, sendo moído por atrito entre as duas pedras, cuja superfície é áspera. O produto sai lateralmente por ação centrífuga (fig. III-25). Usa-se para moer cereais, pigmentos, produtos farmacêuticos, cosméticos, cortiça, mica e amido. Este moinho está aos poucos sendo substituído pelo moinho de rolos. O desenho mostra um modelo com acionamento por baixo, mas a pedra móvel também pode ser movida por cima. Há modelos com um mecanismo que permite levantar ou abaixar as pedras por meio de um volante de ajuste.

Moinho de rolos dentados

É usado para moer materiais de resistência média que devem ser reduzidos a pó fino, como a farinha de trigo ou o carvão. A ação de moagem é principal-

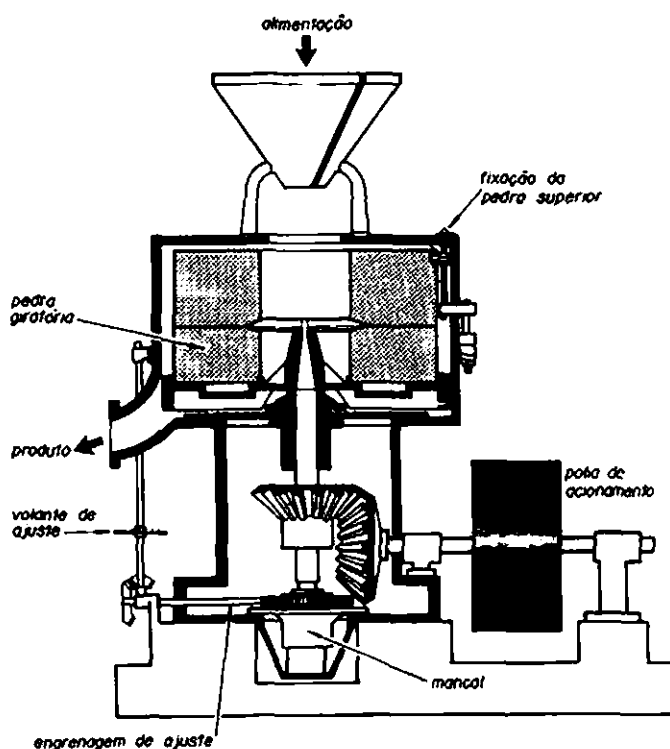



Fig. III.25 – Rebolo.

mente de corte, ao contrário do que sucede nos britadores de rolos vistos anteriormente, que trabalham por compressão. O número de rolos é variável, podendo haver um só (fig. III-26), dois rolos sucessivos ou opostos girando em sentidos opostos e com velocidades diferentes ou mais de dois. A superfície dos rolos é corrugada ou dentada. A alimentação é feita por cima e o material moído sai por baixo.

Moinhos de bolas

Há diversas variantes, razão pela qual costuma-se usar às vezes a denominação geral moinhos de queda para englobar todos os modelos. Os tipos mais comuns são:

moinho de bolas comum
moinho de barras
moinho tubular
moinho de compartimentos
moinho Hardinge

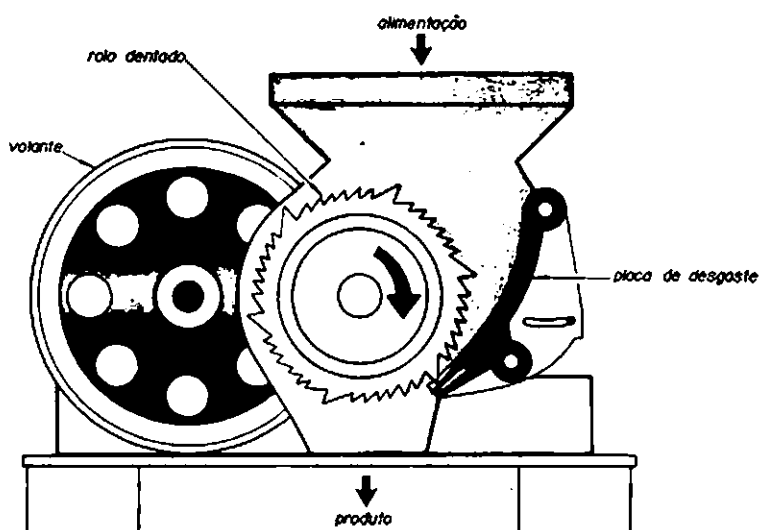



Fig. III.26 – Moinho de rolo dentado.

Em sua forma mais simples o *moinho de bolas comum* consta de um tambor cilíndrico rotativo com o comprimento aproximadamente igual ao diâmetro e que em operação é parcialmente cheio de bolas (fig. III-27). O material a moer é alimentado no tambor e, à medida que este gira, as bolas são levantadas até um certo ponto para depois cairem diretamente sobre o material a moer. A operação pode ser realizada em batelada, sendo a alimentação e a descarga feitas através de uma abertura na superfície lateral do tambor, ou continuamente, quando a alimentação é feita por uma extremidade, sendo a descarga feita automaticamente pela extremidade oposta através de uma peneira.

As bolas podem ser de aço, porcelana, pedra, ferro ou qualquer outro material conveniente. Seu tamanho guarda uma relação bem definida com o diâmetro das partículas que estão sendo moídas:[7]

$$D_b = 11\sqrt{D}$$

onde D_b = diâmetro das bolas (cm)

D = diâmetro das partículas mais grossas alimentadas (cm)

Geralmente o diâmetro está entre 1 e 10 cm. A regra prática é empregar bolas de diâmetro igual a 10 a 20 vezes o diâmetro do material alimentado. A carga de bolas ocupa geralmente 30 a 50% do volume do moinho (é o que se chama de 30 ou 50% de carga). O consumo de bolas varia com o tipo de operação e com o material das bolas. Para moagem a seco, é de aproximadamente 0,4 kg/ton de material moído e, para moagem a úmido, 1 a 2 kg/ton. Por 100 kwh: 136 a 181 kg para bolas de ferro fundido e 68 a 90 para bolas de aço.

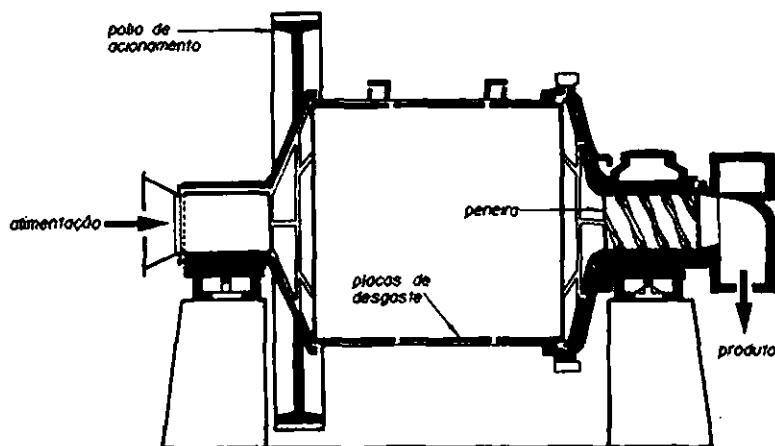



Fig. III.27 – Moinho de bolas.

A parede interna do moinho é revestida com placas de desgaste feitas com material resistente à abrasão (ferro fundido, aço-manganês, porcelana ou borracha). As placas podem ser lisas ou dentadas (fig. III-28). O consumo de revestimento varia entre 45 e 68 kg/1000 kwh para o ferro fundido e entre 22,5 e 31,6 kg/kwh para o aço.

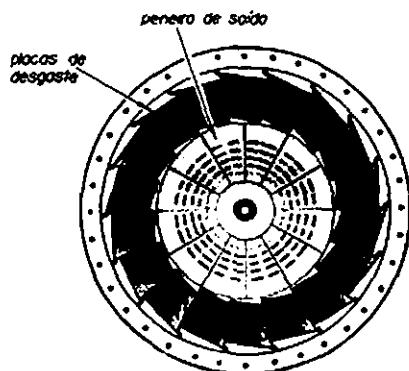



Fig. III.28 – Placas de desgaste.

O *moinho de barras* difere do moinho de bolas comum pela substituição das bolas por barras de ferro de 2 a 10 cm de diâmetro dispostas ao longo do eixo do tambor.

O *moinho tubular* distingue-se do moinho comum pelo comprimento do tambor, que é 3 a 4 vezes o diâmetro, enquanto que no comum era de apenas 0,8 a 1,5. Em virtude do maior comprimento, o tempo de retenção no moi-

nho é maior e, em consequência, um produto mais fino pode ser obtido num moinho tubular do que num moinho de bolas convencional. Estes moinhos chegam a ter dimensões bastante grandes: 3 a 6 m de diâmetro por 10 a 15 m de comprimento.

O *moinho de compartimento* é um moinho de bolas tubular com separações internas perfuradas. Visa-se com o uso destas divisões evitar que um material grosso chegue à saída do moinho. Só passa por uma dada separação o material que tiver atingido a granulometria desejada naquele compartimento. O mesmo acontece com as bolas. À medida que elas vão afinando, vão sendo utilizadas nos compartimentos seguintes, onde são mais úteis porque o material a moer é mais fino.

O *moinho Hardinge* apresenta o formato indicado na fig. III-29 e permite tirar partido de um fato que será justificado adiante: as bolas de menor diâmetro dirigem-se para as secções do moinho onde o diâmetro do tambor também é menor. Na entrada ficam as bolas maiores e para a saída vão as menores. Há assim uma classificação natural das bolas de acordo com as necessidades da operação.

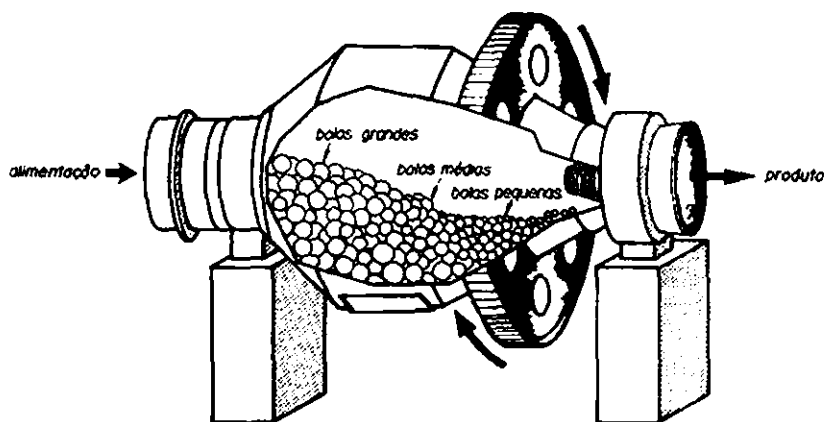



Fig. III.29 – Moinho Hardinge.

Velocidade de operação dos moinhos de queda. Se a rotação fôr muito baixa, as bolas apenas rolam no interior do moinho e a ação de moagem é bastante reduzida. À medida que a velocidade aumenta, as bolas são levadas até posições cada vez mais elevadas e a ação de moagem torna-se mais intensa. Porém há uma *rotação crítica* do tambor a partir da qual as bolas começam a centrifugar e então a ação de moagem cai a valores bastante baixos.

Relacionemos a altura máxima atingida por uma bola de raio r e massa m num tambor de raio R, com a rotação n (rpm) do tambor. A condição para haver o destaque, isto é, a queda da bola, é obtida quando se iguala a força centrípeta à força centrífuga. Enquanto a força centrífuga fôr maior, a bola ficará sobre a parede do tambor (fig. III-30). A força centrípeta é a componente radial do peso: $m\,(g/gc)\cos\theta$. A força centrífuga é $\dfrac{m\,v^2}{(R-r)g_c}$, onde v é a velocidade periférica da bola. Deve-se ter, na situação limite:

$$m\,\frac{g}{g_c}\cos\theta = \frac{m\,v^2}{(R-r)\,g_c}$$

Lembrando que $v = 2\pi\,(R-r)\,\dfrac{n}{60}$ e simplificando, resulta finalmente

$$n = \frac{60}{2\pi}\sqrt{\frac{g\cos\theta}{R-r}}$$

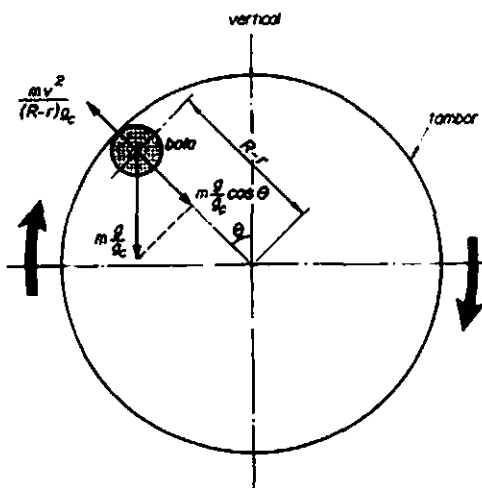



Fig. III.30 – Rotação crítica.

Esta é a rotação necessária para elevar a bola até a posição definida pelo ângulo θ com a vertical. Pode-se observar que, para um dado valor de R, a bola irá tanto mais alto quando menor fôr o valor de r. A centrifugação ocorre quando $\theta = 0^\circ$, isto é, a uma rotação crítica

$$n_c = \frac{60}{2\pi}\sqrt{\frac{g}{R-r}}$$

Utilizando o diâmetro do moinho D e o diâmetro das bolas D_b, ambos em cm, a rotação crítica será calculada pela expressão

$$n_c = \frac{423}{\sqrt{D - D_b}}$$

Observa-se que, se a carga de bolas apresentar diâmetros muito variados, poderá ocorrer a centrifugação das bolas mais finas a uma rotação que não é a crítica para as bolas normais. O moinho Hardinge evita justamente que isto aconteça, pois, à medida que D_b diminui, também D se torna menor.

A velocidade real de operação varia entre 65 e 80% da crítica. Pode-se recomendar 65 a 70% para moagem fina realizada a úmido em suspensão viscosa; 70 a 75% para moagem fina em suspensão de baixa viscosidade e para moagem fina a seco; 75 a 80% para moagem a seco ou a úmido de partículas grandes (até 1 cm).

Seleção de um moinho de bolas. Supondo fixada a capacidade C(t/h), a granulometria da carga e do produto, bem como o tipo de material e de operação, procede-se do seguinte modo:

1. Acha-se o *coeficiente de moagem K* do material. Um material mole que é alimentado em pedaços menores do que 1 cm e dá um produto de 28 mesh Tyler tem coeficiente de moagem 1,0. Outros valores são apresentados na tabela III-10.

Tabela III-10
COEFICIENTES DE MOAGEM

Granulometria do produto	Coeficiente de moagem K			
	Material			
	mole	médio	duro	muito duro
− 28 mesh (35% a −200)	1,000	0,707	0,595	0,500
− 35 mesh (40% a −200)	0,705	0,500	0,420	0,352
− 48 mesh (50% a −200)	0,505	0,357	0,300	0,252
− 65 mesh (65% a −200)	0,352	0,249	0,209	0,176
−100 mesh (80% a −200)	0,248	0,175	0,147	0,124
−150 mesh (90% a −200)	0,175	0,125	0,105	0,088
−200 mesh (100% a −200)	0,125	0,088	0,074	0,062

A título de ilustração, calcularemos o coeficiente de moagem de uma rocha fosfática que será moída até 150 mesh Tyler, sendo alimentada em partículas de mais ou menos 50 mm de diâmetro. Tratando-se de um material de dureza média, a tabela fornece diretamente $K = 0{,}125$.

2. Divide-se a capacidade pelo coeficiente de moagem para obter a *capacidade nominal* $C_N = C/K$. Procura-se na tabela III 11 o moinho que satisfaz ao valor achado. Muitas vezes não há um moinho com essa capacidade nominal, devendo-se procurar a combinação de unidades mais conveniente. Essa mesma tabela fornece ainda a carga de bolas e a potência necessária. A carga de bolas deve ocupar 40% do volume interno do moinho. A densidade média da carga de bolas de ferro ou aço é 4,1 t/m³. A potência do motor deve ser 20% maior do que a indicada. Os dados dessa tabela foram obtidos a partir de catálogos de fabricantes tradicionais e convertidos para unidades métricas.

Tabela III-11
CAPACIDADE DE MOINHOS DE BOLAS

Tamanho nominal diâmetro x comprimento (m)	40% da secção (m²)	Carga de bolas (t)	Potência		Capacidade nominal por dia de 24 h.	
			HP	HP/t de bolas	t/dia	t/dia.HP
0,90 x 0,90	0,262	1,00	7,37		48	
0,80 x 0,90	0,209	0,86	6,35	7,37	42	6,60
0,75 x 0,90	0,182	0,75	5,52		36	
1,20 x 0,90	0,488	2,57	22,50		160	
1,10 x 1,20	0,394	2,19	19,15	8,75	134	7,03
1,05 x 1,20	0,357	1,97	17,25		120	
1,50 x 1,50	0,729	5,02	48,8		366	
1,40 x 1,50	0,635	4,36	42,3	9,72	315	7,49
1,35 x 1,50	0,590	4,07	39,6		300	
2,15 x 2,15	1,430	13,80	135		1280	
2,05 x 2,15	1,300	12,53	140	1,20	1170	8,34
2,00 x 2,15	1,231	11,87	133		1100	
2,45 x 2,45	1,866	20,5	241		2120	
2,35 x 2,45	1,717	18,9	222	11,75	1950	8,77
2,30 x 2,45	1,634	18,0	211		1850	
2,75 x 2,75	2,358	29,2	362		3340	
2,65 x 2,75	2,192	27,2	338	12,40	3120	9,20
2,60 x 2,75	2,108	26,1	323		2980	

Carga de bolas = 40% do volume interno x 4,1 t/m³
Velocidade = 70% da crítica
Alimentação menor do que 1 cm
Capacidade varia com potência 2,5 do diâmetro, proporcionalmente ao comprimento e inversamente à granulometria do produto.

Composição da pasta para moagem a úmido em moinhos de bolas e tubulares

A tabela III-12 fornece a composição da pasta para realizar a moagem a úmido, em função da densidade do sólido e da granulometria desejada.

Tabela III-12
COMPOSIÇÃO DA PASTA PARA MOAGEM A ÚMIDO

% sólidos em volume	Mesh Tyler		Densidade do sólido (t/m^3)						
	Moinho tubular	Moinho de bolas	2,76	3,0	3,5	4,0	5,0	6,0	7,5
			% de sólidos em peso						
35	325		59	62	65	68	73	76	80
40	200		65	68	70	74	77	80	83
45	150		69	71	74	77	80	83	86
50	100	325	72	75	78	80	83	87	88
55	65	200	76	79	81	83	86	88	90
60		100	80	82	84	86	89	90	92
65		48	83	85	86	88	90	91	93

Custo de moagem. O custo de uma operação de moagem é calculado pela soma das seguintes pacelas:

energia
consumo de bolas e revestimento
depreciação
mão de obra
manutenção
administração

Deve-se calcular com base nos preços locais do kwh e do ferro fundido ou aço utilizados para as bolas e revestimento. A depreciação pode se admitida igual a 10% ao ano sobre o custo da instalação. Um moinho requer um operador e um ajudante por turno. Manutenção e administração atingem 5% do investimento por ano.

Moinhos de energia fluida

São também chamados moinhos a jato e constituem uma classe interessante de dispositivos para efetuar a redução de tamanho de sólidos. Sob a ação de jatos de ar comprimido ou vapor as partículas movimentam-se rapidamente no interior do moinho, moendo-se mutuamente por choques sucessivos. O vapor geralmente utilizado é de 7 a 35 kg/cm^2 e 250ºC a 400ºC. O ar comprimido mais comum é de 7 kg/cm^2.

Um dos dispositivos usados é o *Micronizer*, que consta de uma câmara circular raza com jatos tangenciais e um separador de pó central. As partículas grossas dirigem-se para a periferia e continuam a ser moídas. As partículas finas vão para o centro e 85 a 95% são captadas pelo separador.

Outro dispositivo em uso é o *Reductionizer* (fig. III-31)[9]. É um tubo fechado, de 1 a 8" de diâmetro, com a forma indicada na figura. Os jatos tangenciais causam movimento rápido das partículas, que se moem em consequência dos choques múltiplos com as paredes e de umas com as outras. Ao atingir a granulometria especificada a partícula dirige-se para a parede e sai automaticamente do equipamento, sendo captada num ciclone. Estes moinhos podem funcionar a vapor ou ar comprimido. O consumo de ar de 7 kg/cm² é de 40 a 3000 m³/h. O consumo de vapor é de 40 a 2000 kg/h. A capacidade de moagem varia entre 2 e 2500 kg/h. Servem para moer talco, grafite, pigmentos, inseticidas, argila, cosméticos, sulfato de cálcio e corantes orgânicos.

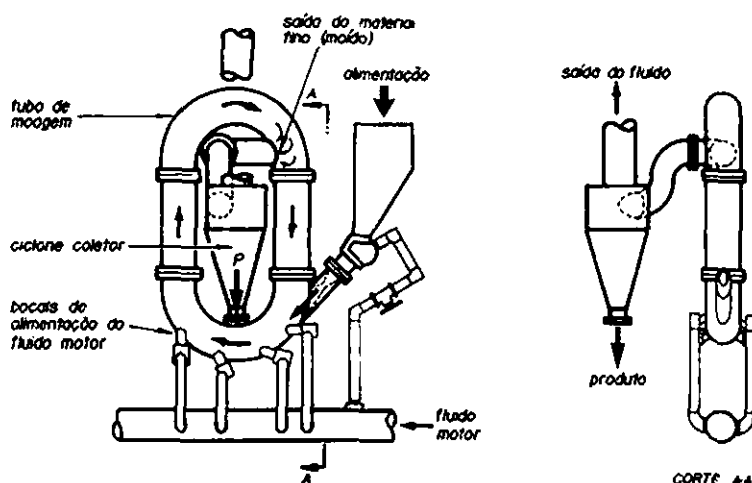



Fig. III.31 – Moinho de energia fluida.

MOINHOS COLOIDAIS

São utilizados para produzir suspensões e emulsões coloidais com partículas menores do que 1μ. Um tipo comum consta de um rotor cônico e um estator separados de 0,5 a 7,5 mm um do outro. O rotor gira a alta velocidade (3000 a 15000 rpm) e o material alimentado tem mais ou menos 100 mesh de diâmetro. A ação é predominantemente de atrito e corte.

Os moinhos a jato vistos anteriormente também podem funcionar como moinhos coloidais, porém o produto é mais grosseiro (1 a 10μ). O consumo de energia destes equipamentos é bastante elevado em virtude da extrema finura que se pretende atingir. Os moinhos de discos também podem ser utilizados como moinhos coloidais, desde que a separação entre os discos seja suficientemente reduzida e a velocidade supere a dos tipos convencionais.

OPERAÇÕES DE MOAGEM

Pode-se operar a *seco* ou a *úmido*. Geralmente a operação a úmido economiza cerca de 25% de energia. Além disso, o controle do pó é bem mais perfeito na operação a úmido e a própria classificação do material na saída do moinho torna-se mais simples. Contudo, há operações como a moagem do cimento e a da cal, que só podem ser conduzidas a seco. Em contraposição, porém, a moagem a úmido é quase imperiosa em muitos processos. Quando a moagem é levada a dimensões extremas, por exemplo, forças de atração podem causar aglomeração das partículas e o único recurso é moer o sólido em suspensão num líquido. Em certas circunstâncias deve-se até recorrer ao uso de dispersantes, como ácido oleico, rosina, carvão betuminoso, grafite e materiais orgânicos diversos.

Quanto ao tipo de operação, as moagens podem ser realizadas em *batelada* ou em *operação contínua*. Neste último caso pode-se operar em *circuito aberto* ou *circuito fechado* (fig. III-32). A operação em batelada é descontínua. Procede-se à carga e, uma vez terminada a moagem, é feita a descarga com o moinho parado. Na operação contínua opera-se em regime permanente. Tanto a alimentação como a retirada do produto são feitas com o moinho em operação normal. Neste tipo de operação pode-se optar por duas variantes: circuito aberto ou fechado. Em circuito aberto o material é alimentado ao moinho e passa apenas uma vez pela máquina, sendo retirado do circuito após a moagem. Em circuito fechado o produto bruto passa por um separador: os finos constituem o produto e os grossos reciclam. Muitas vezes há um maior número de frações, como nos exemplos da fig. III-33.

O custo inicial é mais elevado na moagem em circuito fechado por causa da maior quantidade de equipamento, mas o consumo de energia por tonelada de produto é menor. Além disso, evita-se a produção de quantidades exageradas de finos, o que equivale a resolver dois problemas simultaneamente: o combate à poluição e a perda de material processado.

Um outro problema associado com as operações de maogem é a dissipação da energia que não foi utilizada na moagem. Sabe-se que uma pequenissima parte da energia total fornecida à máquina (0,1 a 2% apenas) é utilizada para fraturar o material. O restante é dissipado e, se não for retirado, provocará aquecimento da carga do britador ou moinho. Em moagens finas o aquecimento pode ser muito importante, chegando a provocar a fusão ou decomposição do material, e até mesmo causar explosões. Nestes casos deve-se remover calor com água em camisas ou serpentinas, ou com ar soprado no interior do moinho. Outras vezes lança-se mão de meios mais dispendiosos, porém o que se visa nestes casos não é somente dissipar o calor, mas também tornar o material quebradiço. É por isso que certas moagens são realizadas abaixo de $-70^{o}C$ em operações conhecidas como crio-moagens. Materiais como borracha, cortiça, cêra e polietileno podem ser moídos nestas condições[10]. Uma aplicação típica

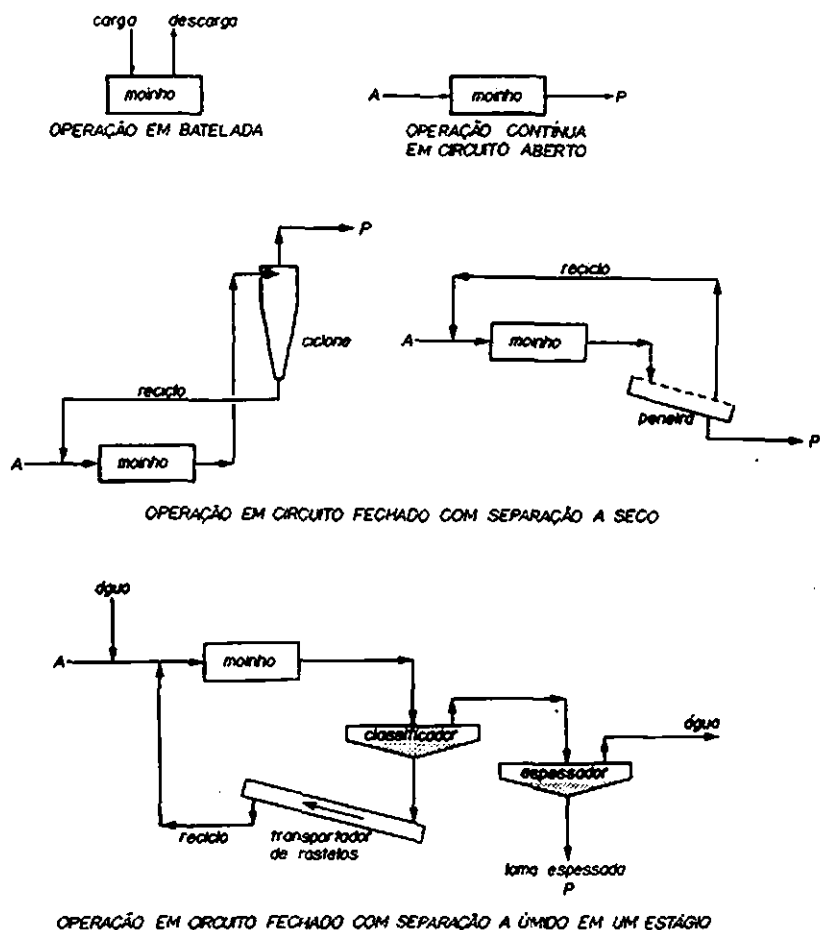



Fig. III.32 – Operações de moagem.

e que vem resolver um sério problema de poluição, é a moagem da capa de PVC dos fios de cobre que vão ser recuperados. Resfria-se com nitrogenio líquido.

Por estranho que pareça, certas moagens são realizadas em correntes de gases quentes. Aí o que se visa é secar o material moído, tirando partido simultaneamente da dissipação interna de energia. Às vezes um material pode ser secado num tempo extremamente curto (1 a 5 segundos) durante a moagem.

CONSUMO DE ENERGIA

É impossível prever, com base em princípios fundamentais, a energia necessária para fragmentar um sólido. Não obstante, o custo da energia é a parcela

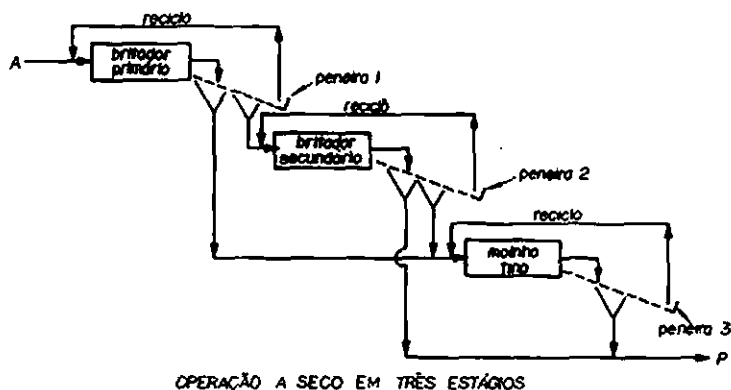
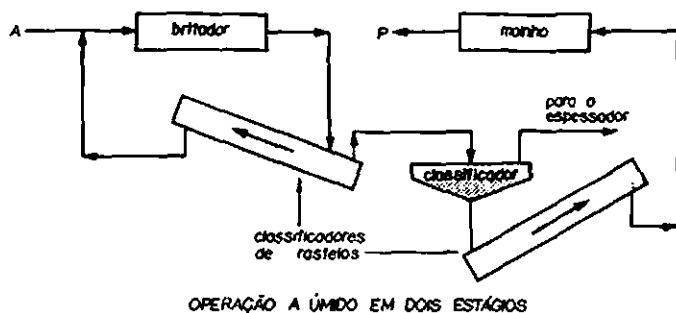



Fig. III.33 – Operações em circuito fechado.

mais importante do custo total das operações de fragmentação, o que tem dado origem a muitos trabalhos experimentais a respeito.

Vimos que o sólido a ser fragmentado sofre inicialmente deformações e fica em estado de tensão até que, ultrapassado o limite de ruptura, as partículas se rompem. O aumento da superfície externa do sólido sendo ΔS, a energia realmente utilizada é $-W_u$, obtida multiplicando a energia de superfície do sólido por unidade de área externa, e_S, pelo aumento da superfície externa:

$$-W_u = e_S \cdot \Delta S$$

A energia que deve ser fornecida ao eixo do britador ou moinho é

$$-W_P = \frac{-W_u}{\eta_F \cdot \eta_M}$$

onde φ_F é o rendimento da fragmentação e φ_M é o rendimento mecânico da máquina. Vimos que η_F é da ordem de 0,1 a 2%[1,11,12]. Fahrenwald[13] achou para η_M valores entre 25 e 60% comparando os consumos de equipamentos comerciais com os resultados obtidos em condições ideais (dispositivos de queda livre).

O problema com o qual nos deparamos ao tentarmos usar esta expressão é o valor extraordinariamente baixo do produto dos dois rendimentos. Quase toda a energia fornecida ao eixo da máquina é dissipada com ineficiências e atritos. Além disso, é impossível relacionar os rendimentos com as variáveis de operação. Todas as tentativas do passado nesse sentido foram infrutíferas. O recurso é a utilização de leis empíricas que se prestam para estimativas da energia dissipada durante a fragmentação.

LEIS EMPÍRICAS

Duas leis empíricas antigas, a de Kick[14] e a de Rittinger[15], e uma lei semi-teórica mais recente, devida a Bond[16] é o que temos para avaliar a energia real de fragmentção de sólidos. Apesar de terem sido obtidas em laboratório, as expressões matemáticas destas três leis podem ser obtidas, para fins didáticos, a partir de uma equação diferencial[17] que relaciona o trabalho elementar necessário para fragmentar a unidade de massa do sólido ($-\delta w$) com a variação de tamanho ($-dD$):

$$-\delta w = K \frac{-dD}{D^n} \qquad (1)$$

Nesta expressão, n é uma constante que tem um valor para cada lei. Fazendo $n = 1$ obtém-se a expressão da lei de Kick. Para $n = 2$ resulta a lei de Rittinger e a lei de Bond é obtida com $n = 1,5$.

Lei de Kick

A equação (1) pode ser integrada para $n = 1$ entre os limites D_1 (diâmetro médio inicial) e D_2 (diâmetro médio do material moído), resultando a energia consumida por unidade de massa:

$$-w = K \, \ell n \frac{D_1}{D_2}$$

A relação entre os diâmetros é a *relação de fragmentação m.* Assim sendo, pode-se escrever:

$$-w = K \, \ell n \, m$$

Sendo C a capacidade do britador, a energia total consumida numa hora será dada pela expressão

$$-W = KC \, \ell n \, m \qquad (2)$$

Observa-se que, segundo a lei de Kick, a energia consumida na fragmentação depende de m e não isoladamente de D_1 e D_2. Isto significa que, para britar o sólido desde 2 cm até 1 cm, consome-se a mesma energia que para fragmentá-lo entre 1 cm e 0,5 cm. A constante K depende do tipo de britador empregado e do tipo de material, devendo ser determinada experimentalmente em cada situação particular considerada. Assim sendo, a lei só serve realmente para prever

as alterações de consumo decorrentes de modificações introduzidas numa operação que já vem sendo realizada.

A lei de Kick pode ser deduzida com base na teoria da análise de tensões durante as deformações do sólido no regime elástico. Embora pareça estranho deduzir uma expressão para calcular a energia necessária para britar um sólido, com base na hipótese de que ele sofra deformações elásticas, deve-se considerar que isto é absolutamente lógico porque as leis da fragmentação procuram dar conta exatamente da energia que não foi utilizada para fraturar o sólido e que representa quase toda a energia aplicada. Deve-se supor ainda que todas as partículas são fraturadas por compressão, que a resistência ao britamento por unidade de área seja constante e que cada partícula, independentemente de seu tamanho, fornece sempre fragmentos com a mesma forma da partícula original.

Tem-se observado frequentemente que a lei de Kick aplica-se bem nas primeiras fases do britamento, quando a superfície adicional produzida é relativamente pouco importante. Nestes britamentos grosseiros a redução de volume das partículas é mais importante do que o aumento da área externa, de modo que os cálculos realizados com as médias volumétricas dos diâmetros são geralmente melhores do que os baseados em outros tipos de diâmetros médios.

Lei de Rittinger

Se fizermos $n = 2$ na equação (1) e integrarmos entre os valores D_1 e D_2, resulta

$$-w = K\left(\frac{1}{D_2} - \frac{1}{D_1}\right)$$

O consumo horário de energia será dado pela expressão

$$-W = KC\left(\frac{1}{D_2} - \frac{1}{D_1}\right) \qquad (3)$$

Mais uma vez, o valor de K depende do tipo de máquina e do material, devendo ser obtido experimentalmente em cada situação estudada. Assim sendo, a lei de Rittinger presta-se também principalmente para prever o resultado de modificações de operações existentes. Por exemplo, se 30 HP estiverem sendo consumidos atualmente para moer 140 t/h de um material entre 2 e 1 mm, a energia necessária para moer 120 t/h do mesmo material entre 1 e 0,5 mm será aproximadamente obtida como segue.

$$-W_1 = 30 = K\,140\left(\frac{1}{1{,}0} - \frac{1}{2{,}0}\right)$$

$$-W_2 = K\,120\left(\frac{1}{0{,}5} - \frac{1}{1{,}0}\right)$$

$$\therefore\quad -W_2 = 30\,\frac{K\left(\frac{1}{0{,}5} - \frac{1}{1{,}0}\right)}{K\left(\frac{1}{1{,}0} - \frac{1}{2{,}0}\right)} \cdot \frac{120}{140} = 51{,}5\ \text{HP}$$

Convém observar que isto contrasta nitidamente com o que estabelece a lei de Kick, segundo a qual os dois consumos deveriam ser iguais, em igualdade de capacidade, ou seja, 25,7 HP para a nova capacidade. Na verdade as duas leis não se aplicam no mesmo intervalo de granulometria. A lei de Rittinger aplica-se melhor do que a lei de Kick à segunda fase da fragmentação, isto é, à moagem fina, quando a superfície externa que está sendo criada é a variável mais importante. Por esta mesma razão, os resultados obtidos com a lei de Rittinger são melhores quando se emprega a média superficial dos diâmetros. Kwong, Adams, Johnson e Piret[18] verificaram também que a lei de Rittinger aplica-se razoavelmente bem quando o fornecimento de energia por unidade de massa de sólidos não é muito grande.

A lei de Rittinger pode ser deduzida admitindo-se que a moagem é realizada por cizalhamento e que a energia consumida é proporcional à superfície externa adicional formada. Deve-se supor que os fragmentos mantêm a mesma forma das partículas originais. De fato, consideremos uma partícula com diâmetro D_1 (igual à média superficial da amostra) e fator de forma λ_1, que é moída até o diâmetro D_2. Se N fôr o número das partículas formadas a partir da partícula original, a superfície externa adicional produzida pela moagem dessa partícula será:

$$N\,(a_2\,D_2^2) - a_1\,D_1^2\,,$$

onde a_1 e a_2 são os parâmetros de forma da expressão $s = aD^2$. Como $N = \dfrac{b_1\,D_1^3}{b_2\,D_2^3}$ e o número de partículas de tamanho D_1 na unidade de massa do material é $\dfrac{1}{b_1\,D_1^3\,\rho}$, a superfície externa total criada por unidade de massa de alimentação será:

$$\frac{1}{b_1\,D_1^3\,\rho}\left(\frac{b_1\,D_1^3}{b_2\,D_2^3}\cdot a_2\,D_2^2 - a_1\,D_1^2\right) = \frac{\lambda_2}{D_2\,\rho} - \frac{\lambda_1}{D_1\,\rho}$$

A energia total consumida será proporcional à variação da energia de superfície durante a operação, isto é,

$$-w = k\,e_S\left(\frac{\lambda_2}{D_2\,\rho} - \frac{\lambda_1}{D_1\,\rho}\right)$$

Se admitirmos $\lambda_2 = \lambda_1 = \lambda$, resulta finalmente a lei de Rittinger

$$-w = \frac{k\,e_S\,\lambda}{\rho}\left(\frac{1}{D_2} - \frac{1}{D_1}\right)$$

ou

$$-w = K\left(\frac{1}{D_2} - \frac{1}{D_1}\right)$$

e, por unidade de tempo,

$$-W = K\,C\left(\frac{1}{D_2} - \frac{1}{D_1}\right)$$

De um modo geral a lei de Rittinger é de maior aplicabilidade do que a lei de Kick. Este fato tem sido demonstrado por diversos pesquisadores como Gross e Zimmerley[19] e Bond e Maxson[20]. Além disso, a lei de Rittinger foi confirmada pelo Bureau of Mines[21]. Foi empregado um fragmentador de queda livre para a determinação exata da energia consumida na operação, sendo a superfície das partículas determinada pelo método da velocidade de dissolução do sólido. O resultado das experiências realizadas com quartzo mostram que a criação de 1756 cm² de superfície externa adicional obtida por moagem consome 1 kgm. O número 1756, que representa a superfície externa adicional em cm² por kgm fornecido ao material, chama-se *número de Rittinger* e varia de um material para outro, podendo ser obtido por extrapolação com auxílio da fig. III-34. A tabela III-13 apresenta valores típicos obtidos experimentalmente.

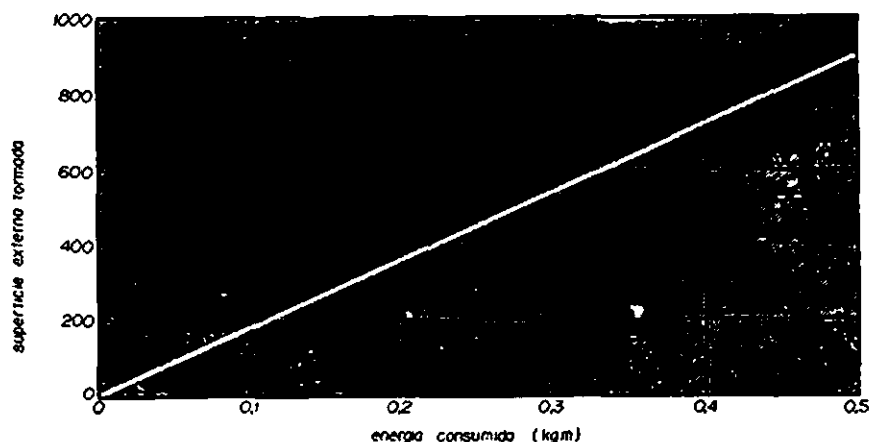



Fig. III.34 – Superfície externa, em cm², obtida durante a fragmentação.

Tabela III-13
NÚMEROS DE RITTINGER DE ALGUNS MATERIAIS

Material	Número de Rittinger (cm²/kgm)
Quartzo (SiO_2)	1756
Pirita (FeS_2)	2257
Blenda (ZnS)	5620
Calcita ($CaCO_3$)	7590
Galena (PbS)	9380

A energia consumida durante a moagem de misturas destes minérios pode ser obtida pela soma das energias consumidas pelos diversos componentes, desde que se conheça a proporção de cada uma nas diferentes frações das análises granulométricas antes e depois da moagem.

A energia fornecida à máquina é sempre maior do que a indicada pelo número de Rittinger, em virtude dos atritos e outras causas mal conhecidas, como a velocidade de aplicação da carga e a freqüência de aplicação. A tabela III-14 mostra os valores obtidos durante moagens de quartzo realizadas num moinho de bolas de laboratório, já descontando a energia necessária para mover o moinho com a carga de bolas. Observa-se que a máxima produção de área ocorre com uma carga de bolas da ordem de 80 kg. O rendimento da máquina durante a operação realizada com 80,7 kg de bolas pode ser calculada como segue:

$$\eta_M = \frac{680}{1760} \cdot 100 = 38,7\%$$

Tabela III-14

Quantidade de bolas (kg)	Superfície adicional produzida (cm²/kgm)
16,3	260
32,2	460
64,4	590
80,7	680
113,0	560
pela queda de pêso	1760

Lei de Bond

Fazendo $n = 1,5$ na equação (1) e integrando entre D_1 e D_2, resulta

$$-w = 2K\left(\frac{1}{\sqrt{D_2}} - \frac{1}{\sqrt{D_1}}\right)$$

Introduzindo a relação de moagem nesta expressão e substituindo a constante $2K$ por $10\, w_i$ pode-se escrever

$$-w = w_i \sqrt{\frac{100}{D_2}}\left(1 - \frac{1}{\sqrt{m}}\right) \tag{4}$$

Nesta expressão da lei de Bond observa-se que w_i é a energia necessária para reduzir a unidade de pêso do material desde um tamanho bastante grande até um tamanho final D_2 igual a 100μ. De fato, fazendo $m \to \infty$ e $D_2 = 100$ na expressão anterior, resulta $-w = w_i$. Este parâmetro chama-se *índice de trabalho* do material. Seu valor varia com a natureza do sólido. A tabela III-15 apre-

senta valores do índice de trabalho de diversos sólidos em kWh/t de material moído a úmido. Para moagem a seco deve-se multiplicar por 1,34. Esses valores já levam em conta o atrito no britador, de modo que o consumo calculado com a lei de Bond já é o consumo total. A média para 2088 materiais ensaiados é 13,81[28].

A expressão anterior permite calcular a energia consumida para moer a unidade de massa do sólido. Sendo C a capacidade do moinho em t/h, a energia $-W$ em HPh poderá ser calculada por meio da seguinte expressão:

$$-W = k\, C w_i \left(\frac{1}{\sqrt{D_2}} - \frac{1}{\sqrt{D_1}} \right)$$

Para D_1 e D_2 em cm, w_i em kWh/t e C em t/h, deve-se empregar $k = 0{,}134$. Para D_1 e D_2 em polegadas, w_i em kWh/t e C em t/h, $k = 0{,}0845$.

Nesta expressão, D_1 e D_2 são os diâmetros médios da alimentação e do produto respectivamente. Bond utilizou para estes valores as aberturas das malhas que deixam passar 80% do material em cada caso. Em outras palavras, D_1 é a abertura da peneira que retém 20% do material alimentado, ou seja, da peneira à qual corresponde $\varphi = 0{,}2$ na análise acumulada de retidos da alimentação. Da mesma forma, D_2 é a abertura da peneira à qual corresponde $\varphi = 0{,}2$ na AGAR do produto. A lei de Bond pressupõe, além disso, que todas as partículas têm aproximadamente a mesma forma geométrica.

Tabela III-15
ÍNDICES DE TRABALHO PARA MOAGENS A ÚMIDO (kWh/t)
PARA MOAGENS A SECO MULTIPLICAR POR 1,34

Material	Densidade	Índice de trabalho
Argila	2,51	6,30
Ardosia	2,57	14,30
Areia	2,65	16,46
Barita	4,28	6,24
Bauxita	2,20	8,78
Basalto	2,89	20,41
Blenda	3,68	12,42
Calcáreo	2,66	12,74
Carbureto de silicio	2,73	26,17
Cascalho	2,63	15,87
Carvão	1,40	13,00
Cimento	2,67	10,57
Clinquer	3,09	13,49
Coque	1,31	15,13

(continua)

Tabela III-15 (continuação)
ÍNDICES DE TRABALHO PARA MOAGENS A ÚMIDO (kWh/t)
PARA MOAGENS A SECO, MULTIPLICAR POR 1,34

Material	Densidade	Índice de trabalho
Dolomita	2,82	11,31
Escória	2,93	15,76
Feldspato	2,59	11,67
Ferromanganês	5,91	7,77
Ferrosilício	4,91	12,83
Fluorita	2,98	9,76
Fertilizante fosfatado	2,65	13,03
Galena	5,39	10,19
Gesso	2,69	6,73
Granito	2,68	14,39
Grafite	1,75	45,03
Hematita	3,76	12,68
Hematita especular	3,29	15,40
Magnesita	5,22	16,80
Minério de ferro	3,96	15,44
Minério de zinco	3,68	12,42
Mica	2,89	134,50
Minério de prata	2,72	17,3
Minério de níquel	3,32	11,88
Pedra Pomes	1,96	11,93
Pedregulho	2,66	16,06
Pirita	3,48	8,90
Pirrotita	4,04	9,57
Rocha fosfática	2,66	10,13
Sílica	2,71	13,53
Silicato de sódio	2,10	13,00
Xisto	2,58	16,40

Das três leis apresentadas é esta a que conduz a estimativas mais realistas dos consumos de energia de britadores e moinhos comerciais, sendo também a única que permite prever o consumo de máquinas que ainda não foram instaladas.

Aplicação 2

Fazer uma estimativa da energia necessária para britar 100 t/h de calcáreo, desde um diâmetro médio de 5 cm até o diâmetro final de 8 mesh Tyler. Enumere as hipóteses formuladas para chegar à resposta.

Solução

Hipóteses: 1) Admitiremos que 80% do peso da alimentação passam por uma peneira de 5 cm de malha e que 80% do produto passam por uma peneira de 8 mesh Tyler.

2) Admitiremos que todas as partículas da alimentação e do produto tenham a mesma forma geométrica.

3) Admitiremos que o britamento seja realizado a seco.

Aplicando a expressão (6) da lei de Bond para moagem a seco, vem:

$$-W = 0{,}134\, C\, w_i \left(\frac{1}{\sqrt{D_2}} - \frac{1}{\sqrt{D_1}} \right)$$

C = 100 t/h

D_1 = 5 cm, D_2 = 0,236 cm

w_i = 12,74 × 1,34 = 17,07 kWh/t para moagem a seco

Substituindo:

$$-W = 0{,}134\,(100)\,17{,}07 \left(\frac{1}{\sqrt{0{,}236}} - \frac{1}{\sqrt{5}} \right) = 368 \text{ HP}$$

Aplicação 3

O britamento da hematita está sendo realizado a úmido numa indústria com um britador intermediário de cilindros lisos. Na operação atual um quarto de HP é consumido para acionar o britador vazio e um total de 14 HP é consumido durante a fragmentação de 6,4 t/h do minério, desde um diâmetro médio de 3 mm até 1 mm. Faça uma estimativa do consumo de energia a ser esperado depois de um ajuste no espaçamento entre os cilindros de modo a reduzí-lo à metade. Comente.

Solução

Para fins de comparação empregaremos as três leis.

a) Pela lei de Kick o novo consumo será

$$-W_2 = -W_1 \frac{KC\, \ell n\, m_2}{KC\, \ell n\, m_1}$$

$$-W_1 = 14 - 0{,}25 = 13{,}75,\quad m_1 = \frac{3}{1} = 3,\quad m_2 = \frac{3}{0{,}5} = 6$$

Portanto

$$-W_2 = 13{,}75 \frac{\ell n\, 6}{\ell n\, 3} = 22{,}4 \text{ HP}$$

Consumo total = 22,4 + 0,25 = 22,65 HP ~ 23 HP

b) Lei de Rittinger, com diâmetros em centímetros:

$$-W_2 = 13{,}75 \frac{\frac{1}{0{,}5} - \frac{1}{3{,}0}}{\frac{1}{1{,}0} - \frac{1}{3{,}0}} = 34{,}4 \text{ HP}$$

Consumo total aproximado 35 HP.

c) Lei de Bond (só para prever a modificação das condições de operação):

$$-W_2 = 13{,}75 \frac{\sqrt{\frac{1}{0{,}5}} - \sqrt{\frac{1}{3{,}0}}}{\sqrt{\frac{1}{1{,}0}} - \sqrt{\frac{1}{3{,}0}}} = 27{,}2 \text{ HP}$$

Consumo total aproximado 28 HP.

Comentários:

1º) Dos três resultados, o que mais se aproxima da realidade é o fornecido pela lei de Bond. Observa-se, no entanto, que os outros dois resultados também são bem aproximados. O fornecido pela lei de Kick é um pouco melhor do que o obtido com a lei de Rittinger, porque se trata de fragmentação grosseira.

2º) Para fins de análise dos dados será interessante avaliar o consumo da operação atual por meio da lei de Bond. O índice de trabalho da hematita é obtido da tabela III-15 para operação a úmido:

$$w_i = 12{,}68 \text{ kWh/t}$$

Então:

$$-w_1 = (0{,}134)\,(6{,}4)\,(12{,}68)\left(\frac{1}{\sqrt{0{,}1}} - \frac{1}{\sqrt{0{,}30}}\right) = 14{,}5 \text{ HP}$$

Esta é a potência total. Verifica-se que o resultado apresenta excelente concordância com o dado do problema.

Aplicação 4[22]

Um moinho de bolas opera em circuito fechado com uma peneira de 100 mesh Tyler na saída. A relação entre o reciclo e a quantidade de produto fino é 1,0705. A alimentação é de 200 toneladas de galena por dia, com a análise granulométrica apresentada na tabela III-16, juntamente com as do produto fino e do reciclo. O fator de forma das partículas de galena poderá ser adotado igual a 8,84. Quando o moinho funciona só com a carga de bolas, isto é, sem a alimentação de galena, consome 15 HP. Quando em operação normal o consumo é de 20 HP. Calcule:

1º) O rendimento da moagem, com base na energia mínima necessária para moer a galena em operação ideal.

2º) O rendimento energético global da operação.

3º) A eficiência da peneira de saída (Ver Cap. V).

Tabela III-16

Frações	Porcentagens retidas		
	Alimentação	Reciclo	Produto fino
4/6	1,0		
6/8	1,2		
8/10	2,3		
10/14	3,5		
14/20	7,1		
20/48	15,4		
28/35	18,5	13,67	
35/48	17,2	32,09	
48/65	15,6	27,12	
65/100	10,4	20,70	2,32
100/150	8,5	4,35	14,12
150/200	1,3	2,07	13,54
– 200	0	0	70,02
	100,0	100,0	100,0

Solução

A fim de simplificar a redação, faremos inicialmente um esquema da operação (fig. III-35). Os valores pedidos serão calculados como segue:

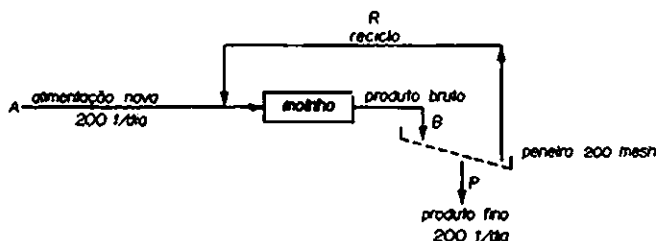



Fig. III.35 – Esquema da operação da aplicação 4.

1º) Rendimento da moagem $= \frac{-W_I}{-W_M}\ 100\%$,

onde $-W_I$ é a energia consumida na operação ideal realizada pela queda de pesos sobre o material (energia mínima necessária para aumentar a superfície externa) e $-W_M$ é a energia realmente consumida para moer o material na operação descrita = 20 – 15 = = 5 HP.

2º) Rendimento global $= \frac{-W_I}{-W}\ 100\%$,

onde $-W$ é a energia total consumida para moer o material e vencer os atritos do moinho = 20 HP.

3º) Eficiência da peneira (Ver Cap. V):

Sendo A a alimentação, G os grossos e F os finos, pode-se escrever

$$E = \frac{F\,G}{A^2} \cdot \frac{\varphi_R\,(1 - \varphi_F)}{\varphi_A\,(1 - \varphi_A)}$$

No caso da presente operação esta expressão será escrita:

$$E = \frac{P\,R}{B^2} \cdot \frac{\varphi_R\,(1 - \varphi_P)}{\varphi_B\,(1 - \varphi_B)} \tag{8}$$

Para responder os dois primeiros itens, calcularemos inicialmente a energia mínima necessária para aumentar a área externa da galena em operação ideal ($-W_I$). Utilizaremos o número de Rittinger da galena tirado da tabela III-13, que é 9380 cm²/kgm. Chamando $\Delta S = S_2 - S_1$ a superfície adicional em cm² produzida durante a moagem, resulta

$$-W_I = \frac{\Delta S}{9380}\ \text{kgm}$$

S_1 é a área externa da alimentação e S_2 é a área externa do produto obtido. Estas áreas deverão ser calculadas através das AGD por meio da expressão

$$S = \frac{\lambda M}{\rho} \sum_1^n \frac{\Delta\varphi_i}{\bar{D}_i}$$

A densidade da galena é $\rho = 7{,}43$ g/cm³ $= 7{,}43 \times 10^{-3}$ kg/cm³; $M = 200$ t/dia $= 2 \times 10^5$ kg/dia e $\lambda = 8{,}84$. Substituindo, resulta S em cm²:

$$S = \frac{(8{,}84)\,(2 \times 10^5)}{7{,}43 \times 10^{-3}} \sum_1^n \frac{\Delta\varphi_i}{\bar{D}_i} = 2{,}38 \times 10^8 \sum_1^n \frac{\Delta\varphi_i}{\bar{D}_i}$$

No caso da alimentação, a somatória pode ser calculada facilmente a partir da AGD, porém a análise do produto fino deverá ser extrapolada para se conseguir a distribuição das partículas finas, antes de se poder calcular a somatória. Esta extrapolação poderá ser feita pelos métodos já vistos. Por exemplo, com um gráfico da AGD em escalas logarítimicas (fig. III-36). Os resultados encontram-se na tabela III-17 juntamente com a distribuição da fração mais fina do que 200 mesh Tyler do produto, que representa 70,02% da massa total. Na mesma tabela aparecem as relações $\Delta\varphi_i/\bar{D}_i$ e as somas correspondentes.

Tabela III-17

Frações	$\bar{D}_i$ (cm)	$\Delta\varphi_i$		Somas parciais de P	$\frac{\Delta\varphi_i}{\bar{D}_i}$	
		A	P		A	P
4/6	0,4016	0,010			0,0249	
6/8	0,2844	0,012			0,0421	
8/10	0,2006	0,023			0,1146	
10/14	0,1410	0,035			0,2480	
14/20	0,1000	0,071			0,7100	
20/28	0,0711	0,154			2,1620	
28/35	0,0503	0,185			3,6740	
35/48	0,0356	0,172			4,8300	
48/65	0,0252	0,156			6,1950	
65/100	0,0178	0,104	0,0232		5,8300	1,303
100/150	0,0126	0,065	0,1412		5,1600	11,210
150/200	0,0089	0,013	0,1354	0,2998	1,4610	14,090
	0,0063*		0,1206			19,140
	0,0045		0,1024			22,720
	0,0032		0,0936			29,280
	0,0022		0,0844			38,350
	0,0016		0,0752			46,990
	0,0011		0,0674			61,150
	0,00079		0,0583			73,900
	0,00056		0,0522			93,050
	0,00039		0,0461	0,7002		118,250
SOMAS		1,000		1,0000	30,4006	529,433

Da tabela tira-se $(\Sigma \frac{\Delta\varphi_i}{\bar{D}_i})_A = 30{,}4006\ cm^{-1}$ e $(\Sigma \frac{\Delta\varphi_i}{\bar{D}_i})_P = 529{,}433$

Portanto

$$S_1 = 2{,}38 \times 10^8 (30{,}4006) = 7{,}2353 \times 10^9\ cm^2$$
$$S_2 = 2{,}38 \times 10^8 (529{,}433) = 126{,}0051 \times 10^9\ cm^2$$
$$\Delta S = 118{,}7698 \times 10^9\ cm^2 \text{ em 24 h de operação}$$

(*) Abaixo da peneira de 200 mesh (0,0074 cm) as demais aberturas são obtidas dividindo-se cada número por $\sqrt{2}$ para obter a abertura seguinte. Resultam os seguintes números (cm): 0,0052, 0,0037, 0,0026, 0,0018, 0,0013, 0,00092, 0,00065, 0,00046, 0,00032. A média de 0,0074 e 0,0052 é 0,0063. As demais são obtidas do mesmo modo: $\frac{0{,}0052 + 0{,}0037}{2} = 0{,}0045$ e assim por diante. Os números foram arredondados.

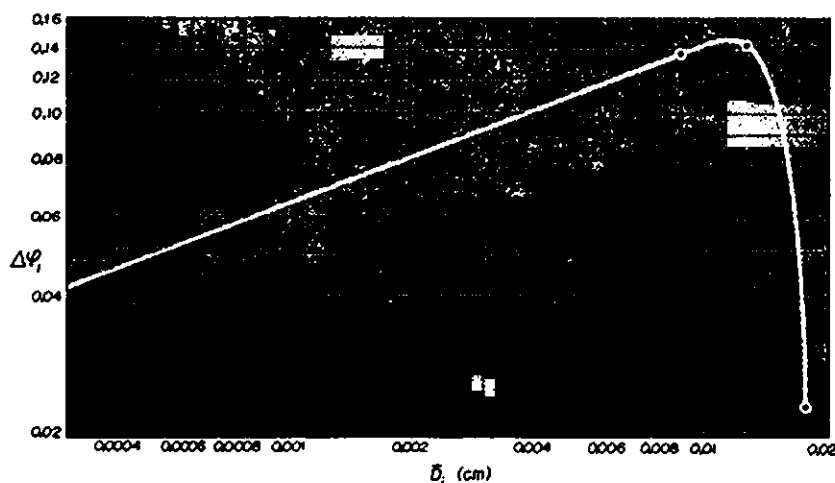



Fig. III.36 – Extrapolação da AGD da aplicação 4 em escalas logarítmicas.

Calcula-se a seguir a energia consumida na operação ideal:

$$-W_I = \frac{118{,}7698 \times 10^9}{9380} = 1{,}266 \times 10^7 \text{ kgm/24h} = 146{,}5 \text{ kgm/s,}$$

ou seja,

$$-W_I = \frac{146{,}5}{76{,}04} = \underline{1{,}927} \text{ HP}$$

Pode-se agora calcular os elementos pedidos:

1º) Rendimento da moagem $= \frac{1{,}927}{5} 100 = 38{,}5\%$

2º) Rendimento energético global $= \frac{1{,}927}{20} 100 = 9{,}6\%$

3º) Eficiência da peneira.

Como $\frac{R}{P} = 1{,}075$ e $P = A = 200$ t/dia, resulta $R = 215$ t/dia e $B = 415$ t/dia. Estes valores serão utilizados na expressão (8). Os valores de φ representam as frações acumuladas correspondentes à peneira de 100 mesh na análise granulométrica de cada uma das correntes B, P e R. Da tabela III-17 tira-se diretamente

$$\varphi_P = 0{,}0232$$

Da tabela III-16 tira-se

$$\varphi_R = 0{,}1367 + 0{,}3209 \times 0{,}2712 \times 0{,}2070 = 0{,}9358$$

O valor de φ_B terá que ser obtido por balanço material, pois a análise granulométrica do produto não foi dada. Um balanço material dos grossos + 200 em torno da peneira permite obter φ_B (fig. III-37):

$$B\,\varphi_B = P\,\varphi_P + R\,\varphi_R$$

$$\therefore \varphi_B = \frac{P\,\varphi_P + R\,\varphi_R}{B}$$

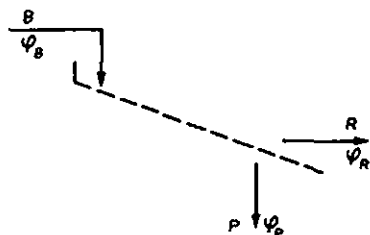



Fig. III.37 – Aplicação 4.

$$\varphi_B = \frac{200\,(0{,}0232) + 215\,(0{,}9358)}{415} = 0{,}495$$

Substituindo todos os valores na expressão (8), vem finalmente:

$$B = \frac{200\,(215)}{(415)^2} \cdot \frac{0{,}9358\,(1 - 0{,}0232)}{0{,}495\,(1 - 0{,}495)} = 0{,}913, \text{ ou seja, } 91{,}3\%$$

QUESTÕES PROPOSTAS

III.1. Discuta detalhadamente as causas mais importantes do afastamento entre a energia real de fragmentação de sólidos e a prevista teoricamente.

III.2. Relacione a distribuição granulométrica do produto de uma operação de fragmentação com a energia fornecida ao sólido.

III.3. As pesquisas de Kwong (1949), Heywood (1950/52) e Piret (1953) sobre a redução de tamanho de sólidos envolveram a determinação da área total do sólido granular ensaiado, antes e depois da operação. Que métodos de determinação experimental da área externa total da amostra você imagina que eles pudessem ter usado?

III.4. Que tipo de solicitação mecânica você recomenda para fragmentar os seguintes materiais: mica, hematita, cortiça, galena, borracha, polietileno, breu, madeira, parafina e couro?

III.5. Um moinho de bolas modelo 1,10 × 1,20 m está sendo utilizado atualmente para moer partículas de alumina de 28 mesh até 150 mesh, utilizando bolas de aço de 5 cm. A capacidade de projeto é 15 t/dia, porém a instalação só produz 12 t/dia atualmente. A seu ver, quais poderiam ser as causas da baixa capacidade do moinho? Que providências você sugere para resolver o problema?

III.6. Um moinho de bolas de um metro e meio de diâmetro interno por um metro e sessenta de comprimento está funcionando com bolas de diâmetro mais ou menos uniforme de 2" e com 60% da rotação crítica. Você acha que as bolas de 1/2" de diâmetro estarão centrifugando no interior do moinho?

III.7. Uma instalação deve ser projetada para britar 15 t/h de rocha fosfática com a análise granulométrica indicada na tabela:

fração	porcentagem retida
2½/3	3,18
3/3½	15,01
3½/4	28,53
4/6	41,12
6/8	9,60
8/10	2,15
10/14	0,41
	100,00

Decidiu-se empregar um britador de cilindros lisos que fragmentará o material até um tamanho igual a um quarto do inicial. O produto deverá passar por uma peneira vibratória cujas malhas equivalem às de uma peneira Tyler de 35 mesh. Avalia-se que as eficiências da peneira a ser utilizada sejam ambas da ordem de 70%, dando uma eficiência global de 49%.

Selecione o britador que você recomenda para realizar a operação, indicando suas medidas principais, rotação e consumo de energia. Confirme o consumo de energia previsto aplicando a lei de Bond.

III.8. Cinco toneladas por hora de clinquer de cimento devem ser moídas desde 2" até que 80% do material moído passem por uma peneira de 20 mesh Tyler. Faça uma avaliação da potência necessária para acionar o moinho.

III.9. Faça uma avaliação da energia necessária para moer 50 t/h de fluorita desde o diâmetro inicial de 1 cm até 100 mesh Tyler.

III.10. Selecione um moinho de bolas para moer 10 t/h de ferrosilicio desde um tamanho de 1 cm até 100 mesh Tyler. Indique as dimensões, a rotação, o consumo de energia e a carga de bolas. Confirme o consumo utilizando a Lei de Bond.

III.11. A amostra de uma rocha apresentou partículas de 10 mm e 1,6 mm, respectivamente antes e depois da fragmentação e consumiu 200 HP.h. A capacidade do equipamento utilizado é de 20 t/h. Uma outra batelada foi preparada com a mesma rocha e moída de 17 mm até 1 mm, consumindo 16 HP.h por tonelada. Calcule até que tamanho poderão ser moídas partículas do mesmo material com 20 mm de diâmetro, utilizando um motor de 500 HP.

III.12. Na indústria onde você trabalha, um moinho de martelos moe atualmente 1200 kg/h de calcáreo de 20 mm de diâmetro até partículas de diâmetro médio 3 mm. A operação atual não é satisfatória e um dos engenheiros recomenda a substituição do moinho de martelos por um de cilindros de 1 m de diâmetro por 30 cm de largura, operando a 30 rpm. Qual é a sua opinião a respeito desta recomendação? Justifique claramente sua resposta e apresente os resultados sob a forma de um relatório formal.

III.13. Avalie, com base na lei de Rittinger, a energia necessária para britar 6 t/h de blenda, desde um tamanho inicial de 2 cm até 3 mm. As partículas de blenda têm forma cúbica.

III.14. Selecione uma instalação de moinhos de bolas para moer 40 t/h de bauxita entre um diâmetro médio de 50 mm e 100 mesh Tyler.

III.15. Faça uma estimativa da energia necessária para moer 5 t/h de carvão desde um tamanho inicial de partículas de 1 cm até 100 mesh Tyler. Faça uma lista de todas as hipóteses necessárias para chegar ao resultado desejado.

III.16. Uma rocha calcárea passa através de um britador primário e um moinho colocados no mesmo eixo de um motor. A operação consome um total de 20 HP. O tamanho médio da alimentação é 2". O produto do britador primário tem a seguinte análise granulométrica:

4/8	20%
8/14	30%
14/28	30%
28/48	15%
48/100	5%

A análise do produto final é a seguinte:

24/48	10%
48/100	20%
100/200	30%
200/0,01	30%
0,001"/0,0003"	10%

Utilize a lei de Rittinger para calcular a energia consumida no britador primário, pelos dois métodos seguintes:

a) por soma

b) por integração gráfica

Calcule a relação HP/ton.mesh sabendo que a capacidade é de 3 t/h.

III.17. Que tipo de moinho de bolas você recomenda para moer 85 t/dia de calcáreo desde um tamanho de 48 mesh Tyler até 200 mesh Tyler? Qual é o consumo de energia e que velocidade de operação você aconselha utilizar? Especifique a carga de bolas.

III.18. Um moinho de cilindros de 45 cm de diâmetro opera a uma velocidade específica de 250 m/min, recebendo uma alimentação de 1 cm de diâmetro e produzindo um produto com 2 mm de diâmetro. Segundo informações do pessoal de operação, o funcionamento do moinho não é satisfatório, apesar de estar em boas condições. Que providências você determinaria para investigar as causas ou corrigir os defeitos apresentados?

III.19. Um carvão é recebido em fragmentos de aproximadamente 8 mm de diâmetro e deverá ser moído a seco num moinho de bolas até 150 mesh Tyler. Selecione um moinho para uma capacidade de 100 t/h de material moído. Justifique as hipóteses que fizer.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

(1) Kwong, J.N.S. et al.: *Chem. Eng. Progr.*, 45: 508, 555, 708 (1949).

(2) Heywood, H.: *J.I.C. Chem. Eng. Soc.*, 6:26 (1950).

(3) Piret, E.L.: *Chem. Eng. Progr.*, 49:56 (1953).

(4) Work: *Am. Soc. Mech. Engrs.*, RP-55 – 6:75 (1932).

(5) Walker, W.H., W.K. Lewis, W.H. McAdams e E.R. Gilliland: "Principles of Chemical Engineering", 3ª ed., p. 28, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1939.

(6) Ibid., p. 280.

(7) Adaptado de um trabalho de Coghill e Devaney: *U.S. Bureau of Mines*, Tech. Publ. 581 (1937).

(8) Gomide, R.: "Manual de Operações Unitárias", p. 36, Cenpro Ltda. – Editores, São Paulo, 1969.

(9) Berry, C.E.: *Ind. Eng. Chem.*, 38:672 (1946).

(10) Foote, J.H.: *Chem. Eng. Progr.*, 49:68 (1953).

(11) Martin: *Trans. Inst. Chem. Engrs. (London)*, 4: 42 (1926).

(12) Gaudin, A.M.: *Trans. Am. Inst. Mining Met. Engrs.*, 73: 253 (1926).

(13) Fahrenwald et al.: *Mining Tech. Publ.* 416 (1931).

(14) Kick, F.: *Das Gasetz der Proportional en Widerstande und Seine Anwendungen*, Leipzig, (1885).

(15) Von Rittinger, P.R.: *Lehrbuch der Aufbereitungskunde*, Berlin, (1867).

(16) Bond, F.C.: *Trans. Am. Inst. Mining Met. Engrs.* TP-33088, (1952); *Min. Eng.*, 4:484 (1952); *Chem. Eng.*, 59:169, (outubro, 1982).

(17) Walker, W.H., W.K. Lewis, W.H. McAdams e E.R. Gilliland: "Principles of Chemical Engineering", 3ª ed., p. 255, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1939.

(18) Kwong, J.N.S., J.T. Adams, J.T. Johnson e E.L. Piret: *Chem. Eng. Progr.*, 45:508, 655, 708 (1949).

(19) Gross, J. e Zimmerley: *Trans. Am. Inst. Mining Met Engrs.*, 87:35 (1930).

(20) Bond, F.C. e Maxson: Trans. *Am. Inst. Mining Met. Engrs.*, 134:296 (1939).

(21) Gross, J.: "Crushing and Grinding", U.S. *Bureau of Mines Bull.* 402 (1938).

(22) Adaptada de Brown, G.G. e associados: "Operaciones Básicas de la Ingeniería Química", p. 45, Manuel Marín & Cia., Barcelona, 1955.

(23) Dados extraídos do "Manual de Britagem", Fábrica de Aço Paulista S.A., p. 202 e seg.
(24) Taggart, A.F.: "Handbook of Mineral Dressing", John Wiley & Sons, New York, 1945.
(25) Williams Patent Crusher & Pulveriser Company.
(26) Norberg Mfg. Co..
(27) Smith Engineering Works.
(28) Perry, R.H. e C.H. Chilton: "Chemical Engineer's Handbook", 5ª ed., p. 881, McGraw-Hill-Kogakusha, Ltd., New York, 1973.

CAPÍTULO 4

Transporte de sólidos

O transporte de materiais na indústria é assunto de três operações unitárias bem diferentes: o transporte de sólidos, o bombeamento de líquidos e a movimentação de gases. Neste capítulo cuidaremos apenas da primeira destas operações.

Muito embora haja preferência, na indústria de processo químico, pelo transporte de sólidos fluidizados, restam ainda muitos casos em que isto é impraticável por causa da granulometria grosseira do sólido ou da abrasão exagerada dos dutos. Nestas situações recorre-se aos dispositivos mecânicos considerados neste capítulo.

Sob o título *transporte de sólidos* apresentaremos apenas as operações industrais cujo objetivo é mover sólidos granulares em regime contínuo nas áreas de processo. Dispositivos como vagonetas e guinchos não se enquadram, porque realizam transporte intermitente. O engenheiro químico está mais envolvido com os dispositivos de ação contínua e que operam ao longo de caminhos bem definidos no interior das áreas de fabricação.

Importância do transporte de sólidos

O grande desenvolvimento dos conhecimentos práticos sobre esta operação unitária decorre de uma série de fatores:

1º) A grande influência do transporte de sólidos na economia global de muitos processos. Em alguns, o seu custo chega a atingir 80% do custo total de operação.

2º) O encarecimento contínuo da mão-de-obra, forçando cada vez mais a substituição do homem pela máquina, ou de um tipo de máquina por outro mais moderno que requeira menos atenção humana.

3º) A necessidade do transporte de sólidos, em maior ou menor escala, em praticamente qualquer tipo de indústria.

4º) A grande variedade de sólidos a transportar.

5º) A variabilidade das condições de transporte, da capacidade, espaço disponível e economia do processo.

Especificação do equipamento

A seleção e o dimensionamento do equipamento a empregar numa dada situação dependem de um grande número de fatores, sendo mais importantes os que passaremos a considerar.

1. Capacidade. Ficará evidente mais adiante, que alguns tipos de transportadores são mais indicados para grandes capacidades, enquanto outros são tipicamente máquinas pequenas.

A fixação da capacidade de projeto dc um transportador para sólidos não é tarefa simples, tendo em vista o grande número de variáveis que se influenciam mutuamente. Além disso, é impossível desvincular a capacidade do transportador da do resto do sistema de distribuição, como o desembarque na fábrica, o armazenamento e a embalagem. Um diagrama de blocos terá que ser feito nos casos mais complexos e uma técnica de simulação matemática deverá ser utilizada.

Convém distinguir os seguintes tipos de capacidade, a fim de serem evitados enganos na especificação do transportador:[1][32]

Capacidade de operação é aquela a ser esperada do ransportador a longo prazo, isto é, levando-se em conta as paradas por falhas mecânicas ou para manutenção e reparos programados, bem como o tempo requerido para regular ou ajustar o equipamento. O termo aplica-se à instalação toda, o que significa que os períodos de inatividade das demais partes do sistema também devem ser considerados. A capacidade de projeto, ou instantânea, deve ser maior do que esta, que é fixada por balanços materiais. Pode ser especificada em t/ano ou t/dia.

Capacidade nominal é a que se deve esperar em condições ideais de operação, mas possíveis de atingir sem quebra do equipamento, e capaz de ser mantida durante determinados períodos de tempo. O termo aplica-se aos componentes do sistema. Exprime-se em kg/h ou kg/min.

Capacidade de pico é a maior capacidade a ser esperada do transportador operando nas condições de projeto ou acima, ainda que durante curtos intervalos de tempo. É também chamada capacidade instantânea ou capacidade por minuto e deve ser maior do que a capacidade por hora. Pode ser determinada

praticamente pesando o sólido transportado num período inferior a cinco minutos.

Capacidade de projeto é a que serve para especificar o transportador e realizar os cálculos mecânicos e estruturais. Pode ser identificada à capacidade de pico, dependendo dos fatores de segurança utilizados, mas geralmente recomenda-se compará-la com 115% da capacidade nominal e adotar a que fôr maior.

2. Distância e desnível entre carga e descarga. Este fator também é importante. Há dispositivos para grandes distâncias e outros para grandes desníveis, enquanto que alguns só podem ser utilizados no plano.

3. Natureza do material a transportar. As características físicas e mecânicas dos sólidos a transportar influem de modo decisivo na seleção do transportador mais apropriado para uma dada situação.

Para especificar um transportador são importantes as seguintes propriedades do sólido: granulometria e forma das partículas, densidades (real e aparente), ângulo de repouso dinâmico, fragilidade, umidade, mobilidade, dureza e características de abrasão*, aderência e aglutinação.

4. Fatores econômicos. Em igualdade técnica pode-se preferir o transportador de menor custo inicial, o de menor custo de manutenção ou o de menor consumo de energia. A rapidez de entrega ou montagem são muitas vezes fatores econômicos decisivos. A decisão por um destes critérios depende da política da empresa. De qualquer forma, o critério econômico mais perfeito é o do menor custo global de operação do sistema físico de distribuição, que inclui, além do transportador, os demais equipamentos que participam da movimentação do material, como os dispositivos de carga, armazenamento, embalagem e descarga final do produto. Até o modo pelo qual o comprador vai utilizar o produto é muitas vezes levado em conta na análise econômica.

Classificação do equipamento

Duas classes gerais de equipamentos de transporte de sólidos podem ser identificadas: 1º) aqueles cuja posição permanece fixa durante o transporte, muito embora possuam partes móveis; 2º) os que se movimentam com o sólido, como as pás carregadeiras, vagonetas, empilhadeiras, caminhões, guinchos e guindastes. Apenas os equipamentos do primeiro tipo serão discutidos por serem mais apropriados ao transporte contínuo de sólidos a granel na indústria de processo químico. Serão denominados simplesmente *transportadores*.

---

* São abrasivos, por exemplo, o clinqüer de cimento, o quartzo, o carborundum, a bauxita, os minérios, o coque e a pedra pomes.

As diversas variedades em uso enquadram-se em tipos padrões que podem ser caracterizados pelo tipo de ação que desenvolvem, distinguindo-se cinco tipos gerais de dispositivos:

carregadores
arrastadores
elevadores
alimentadores
pneumáticos

Dentre os do segundo tipo, os que se movimentam com a carga, apenas as pás carregadeiras são utilizadas em certas indústrias químicas que empregam o armazenamento ao ar livre. A fixação do tamanho da máquina é feita em função da capacidade desejada e da densidade do material, com base em quarenta cargas e descargas por hora:

$$T = \frac{C}{4{,}37\,\rho}$$

T = tamanho da pá carregadeira (t)
C = capacidade desejada (t/h)
ρ = densidade aparente do material (t/m³)

DISPOSITIVOS CARREGADORES

Como o nome indica, são dispositivos destinados a carregar continuamente o sólido de um ponto a outro da indústria. Nesta classe de equipamento o transporte é realizado sobre superfícies ou dentro de tubos. Outras vezes o sólido é suspenso em cabos ou correntes. Os tipos tradicionais são os seguintes:

correia
esteira
corrente
caçamba
vibratório
por gravidade

TRANSPORTADOR DE CORREIA

É uma correia sem fim que se movimenta entre um tambor livre, no ponto de alimentação, e outro de acionamento na extremidade de descarga. Durante todo o percurso a correia apoia-se em roletes. Há sempre a necessidade de esticadores para manter a correia sob tensão. A instalação deve incluir também dispositivos de carga e descarga do sólido. Estes transportadores podem ser horizontais ou inclinados, em comprimentos que variam desde poucos metros até quilômetros, movimentando o material a uma velocidade entre 0,5 e 3 m/s.

Operam desde -30°C até 60°C. Composições especiais com amianto e anti-congelante permitem trabalhar entre -50°C e 100°C.

As *correias* são fabricadas numa grande variedade de materiais, como couro, nylon, poliester, PVC, polietileno, crina, amianto e algodão, porém as mais comuns são de borracha com reforço de lona ou fios metálicos. A resistência mecânica, que é de 10 a 20 kg por cm de largura por lona, passa a 500 kg/cm quando o reforço é metálico. Encontram-se na praça em larguras padronizadas que variam de 2 em 2", desde 4" (10cm) até 80" (2,00m). Tanto a espessura, como o número de lonas, dependem da tensão aplicada e da largura. A tabela IV-1 é indicativa do número de lonas recomendado em função da largura. A espessura aumenta com o número de lonas.

Tabela IV-1

Largura (polegadas)	12	18	24	30	36	42	48	60	80
Número de lonas	3-4	4-5	4-7	5-8	6-9	6-10	7-12	8-12	9-14

Os tambores de acionamento mais simples são de aço. Quando o atrito é insuficiente a superfície pode ser ranhurada ou emprega-se revestimento de borracha ou couro. Pode-se também usar roletes levantadores que chegam a aumentar o arco de contato com a polia motora até 220°. Se, apesar disso, houver deslizamento, recorre-se ao uso de tambores adicionais esticadores que são motorizados (fig. IV-1). O diâmetro dos tambores depende do número de lonas da correia. Pode-se calcular pela expressão $D_p = k\ n$ (em cm) onde n é o número de lonas e k varia entre 12,5 (para 2 a 6 lonas) e 15 (8 a 22 lonas). Havendo limitação de espaço, k pode ser adotado igual a 8. Deve-se arredondar o resultado.

Os *roletes* são montados em mancais comuns ou de rolamentos. Em cada seção os roletes podem ser horizontais ou os dois extremos inclinados de modo a manter a correia côncava formando uma calha transportadora (fig. IV-2). No primeiro caso a correia trabalha num plano e sua capacidade depende diretamente do ângulo de repouso do material. No segundo caso a capacidade aumenta, chegando a ficar duas vezes maior. Todas as correias de largura superior a 14" trabalham sobre roletes inclinados. O diâmetro dos roletes é de 4" para correias de 16" a 36", de 6" para larguras de 36" a 72" e de 7" para correias de mais do que 72". A distância entre os roletes varia com a densidade do material e a largura da correia. Geralmente está entre um metro e um metro e meio.

Os dispositivos de *carga* e *descarga* das correias são geralmente automáticos. No caso de caixas e fardos estas operações podem ser manuais. Em geral a

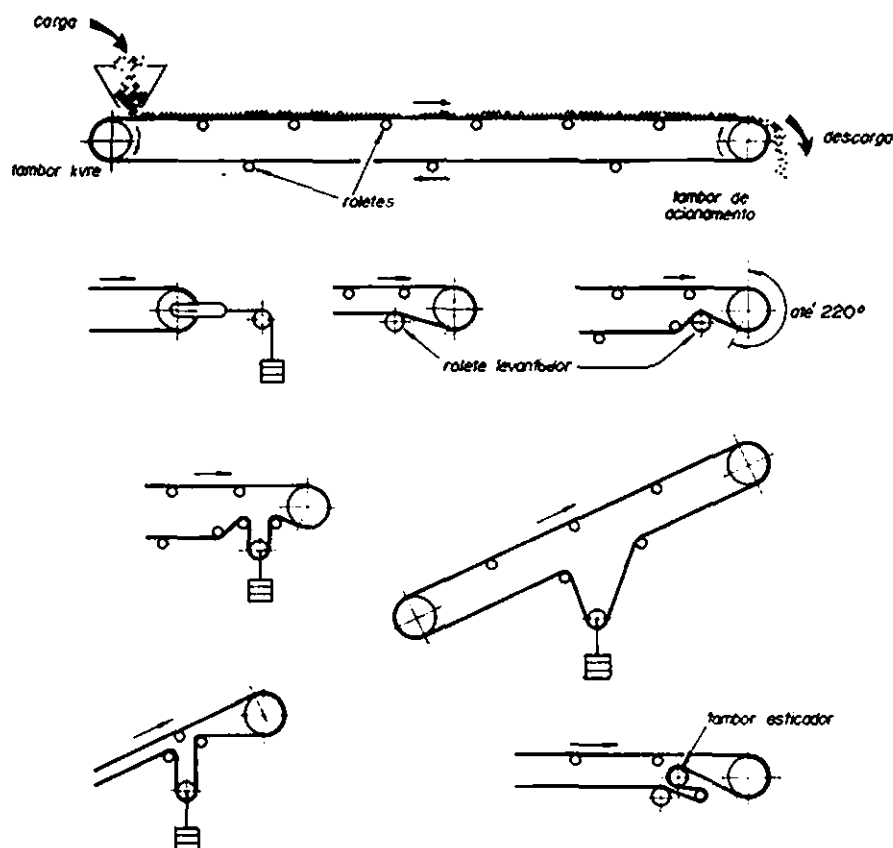



Fig. IV.1 – Transportador de correia.

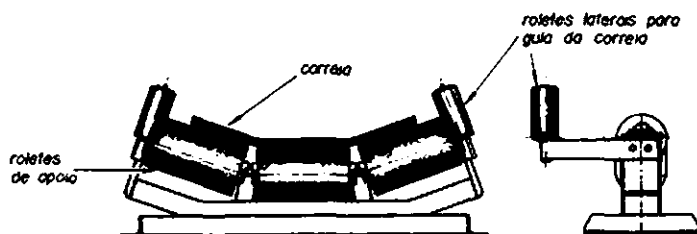



Fig. IV.2 – Roletes inclinados.

carga é feita por meio de bicas, válvulas rotativas, ou alimentadores agitados, rotativos, vibrados ou helicoidais. A descarga também pode ser manual, mas geralmente instalam-se raspadores cruzando a correia, e que dessa forma barram a passagem do sólido. Cargas e descargas parciais em pontos intermediários tam-

bém são feitas com dispositivos deste tipo. A descarga pela simples queda do material pela extremidade livre da correia sobre o tambor de acionamento também é frequente. As correias que trabalham dobradas como calha devem ser descarregadas com dispositivos especiais denominados trippers, que podem ser manuais ou motorizados (fig. IV-3). Sua principal vantagem relativamente aos demais é a mobilidade, que permite mudar o ponto de descarga pelo simples deslocamento do tripper.

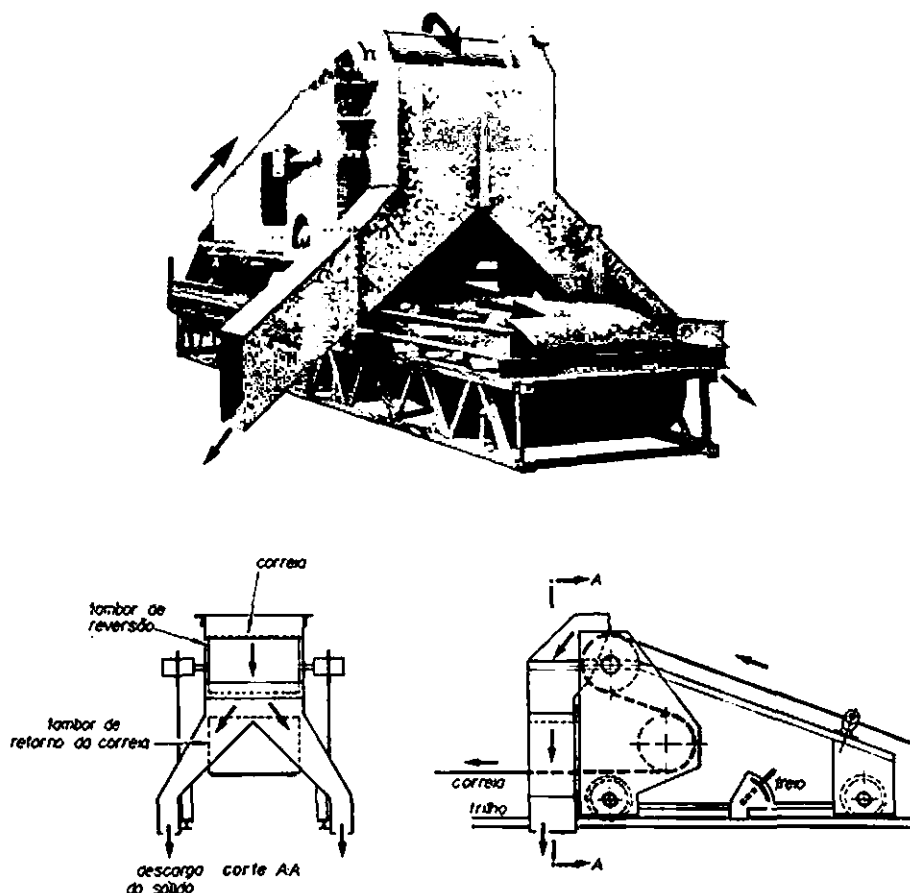



Fig. IV.3 – Tripper motorizado.

Uma variante do transportador de correia é o transportador zipper ou de correia fechada. Uma correia plana de 4" de largura e com abas laterais flexíveis substitui a correia do tipo convencional. Logo após o carregamento o próprio dispositivo de carga fecha automaticamente um zipper existente nas abas e

o material é transportado no interior de um tubo semi-circular fechado (fig. IV-4). Ao chegar ao ponto de descarga o zipper é aberto automaticamente. Este modelo é particularmente útil para sólidos até 1 1/2" que devem ser transportados ao abrigo de pó ou vento.

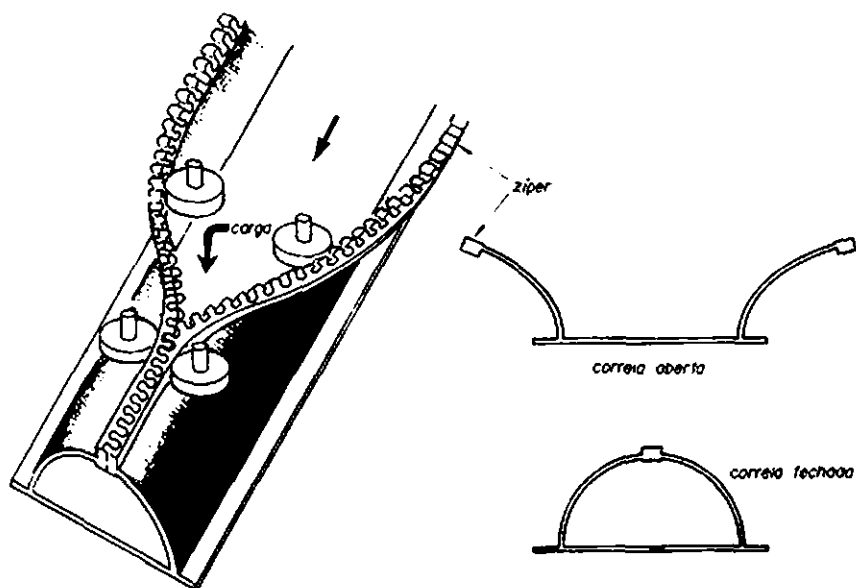



Fig. IV.4 – Transportador zipper.

Dimensionamento

Os transportadores de correia são dimensionados com base em dados práticos. O projeto envolve as seguintes etapas:

- verificação da inclinação máxima a ser respeitada
- escolha da velocidade de transporte
- cálculo da largura da correia
- cálculo da potência consumida
- detalhamento

a) *Ângulo de inclinação*

Um transportador de correia pode ser horizontal ou inclinado. Neste último caso o ângulo que o transportador forma com a horizontal não pode exceder o de repouso natural do material, sendo geralmente bem menor, atingindo no máximo 45°. A tabela IV-2 fornece o ângulo máximo recomendado para diversos materiais, juntamente com outras propriedades importantes. Spivakovsky[3] apresenta uma série de valores de ângulos de repouso que servem para confron-

to. Alguns fabricantes padronizaram este ângulo, só fabricando transportadores horizontais ou inclinados de 20, 35 ou 45º em relação à horizontal.

Tabela IV-2

Material	Densidade (t/m^3)	Densidade aparente (t/m^3)	Ângulo de repouso (º)	Ângulo máximo de operação (º)
Anidrido ftálico em escamas		0,67	24	10
Areia seca		1,50		15
Areia úmida		2,00		22
Alumina		0,96		12
Argamassa		2,20		22
Argila em pó		0,96		22
Bicarbonato de sódio		0,69	42	27
Barrilha leve		0,80		20
Bauxita		1,39	20	18
Caulim		1,04		20
Cascalho seco		1,50		15
Cascalho úmido		1,65		18
Calcáreo		1,60		20
Cimento		1,52	39	22
Concreto molhado		2,20		27
Cal em pedaços		1,50		18
Cal em pó		1,15		23
Carvão fino		0,80		20
Cereais				16
Cavacos de madeira		0,35	36	25
Coque em pedaços		0,40	30	20
Coque moído		0,48	28	13
Dolomita britada		1,60		22
Enxofre em pedaços		1,28		20
Gesso moído		0,90	40	27
Hematita		1,70		23
Hematita em pedaços		3,00		18
Hidroxido de alumínio		0,22	34	24
Limonita		3,75	40	28
Pedra grossa		1,60		16
Pedra fina		1,60		20
Rocha fosfática britada		1,20		15
Sal moído		1,20	25	11
Sabão em escamas		0,16	30	18
Sulfato de alumínio moído		0,22	34	24
Sulfato de chumbo		2,95	45	32
Terra seca		1,25		20

b) *Velocidade de transporte*

É escolhida em função do tipo de material a transportar. Geralmente não se usa mesnos do que 15 m/min e nem mais do que 200 m/min. A tabela IV-3 é útil para escolher a velocidade recomendada.

Tabela IV-3

Material	Densidade aparente (t/m^3)	Velocidade da correia (m/min)
Areia	1,70	115
Cal e cimento	1,30	90
Carvão em pó	0,80	120
Carvão em pedaços	0,85	85
Cereais	0,60	180
Cinzas	0,72	90
Coque	0,48	75
Minérios	2,00	105
Pedra britada	1,60	115
Pedregulho	1,65	100
Sal comum	1,20	80

c) *Cálculo da largura*

A capacidade de um transportador de correia depende da largura, velocidade, inclinação e densidade do material a transportar. Há várias correlações empíricas que servem para relacionar a capacidade com estas variáveis. A largura é obtida diretamente dessas correlações.

c.1) Correlação de Liddel[5] para transportadores horizontais.

C = capacidade em t/h

ℓ = largura da correia em polegadas

V = velocidade da correia em m/min

ρ = densidade aparente do material em t/m^3

K = constante empírica entre 1,43 e 1,65 (média 1,5)

$$\ell = \sqrt{\frac{500C}{KV\rho}}$$

c.2) Uma segunda correlação relaciona a capacidade com a área da secção transversal do sólido sobre o transportador:

$$C = \frac{AV\rho}{151}$$

C = capacidade em t/h
A = área da secção transversal do sólido em cm^2
V = velocidade de transporte (m/min)
ρ = densidade aparente (t/m^3)

Tira-se A desta expressão e, conhecendo o ângulo de repouso do material, calcula-se a largura da correia.

c.3) Uma terceira correlação é apresentada na carta da figura IV-5[6]. O modo de usá-la é indicado pelas flechas, para o caso de um transportador horizontal com capacidade para 155 t/h de um sólido de densidade 1,5 t/m^3. Adotando uma velocidade de 60 m/min chega-se a uma largura de 22".

c.4) Outra correlação empírica é apresentada na tabela IV-4[7]. As capacidades indicadas referem-se a materiais de densidades entre 0,48 e 2,40, transportados com uma velocidade de 30 m/min na horizontal. As capacidades para outras velocidades são obtidas por proporção. Para ilustrar o uso da tabela IV-4, suponhamos tratar-se de um transportador horizontal para 160 t/h de um sólido de densidade 1,6 t/h, operando a 75 m/min. Como a tabela foi feita para uma velocidade menor, 30 m/min, deve-se dimensionar o transportador para uma capacidade menor:

$$160 \frac{30}{75} = 64 \text{ t/h}$$

Em outras palavras, deve-se entrar na tabela com a capacidade nominal $C_N = \frac{30}{V}$.

Tabela IV-4

Largura da correia (pol)	Velocidade normal de operação (m/min)	Capacidades de transportadores de correia operando na horizontal a 30 m/min (t/h) para diversas densidades (t/m^3).					
		0,48	0,80	1,2	1,6	2,0	2,4
14	60	9	16	24	32	40	47
16	60	13	21	31	42	52	63
18	75	16	27	40	53	67	80
20	75	20	33	50	67	83	100
24	90	29	49	73	98	120	145
30	105	47	79	120	160	195	235
36	120	70	115	175	235	290	350
42	120	98	165	245	325	410	490
48	120	130	220	330	440	550	655
54	135	170	285	425	570	710	855
60	135	215	360	540	720	900	1080

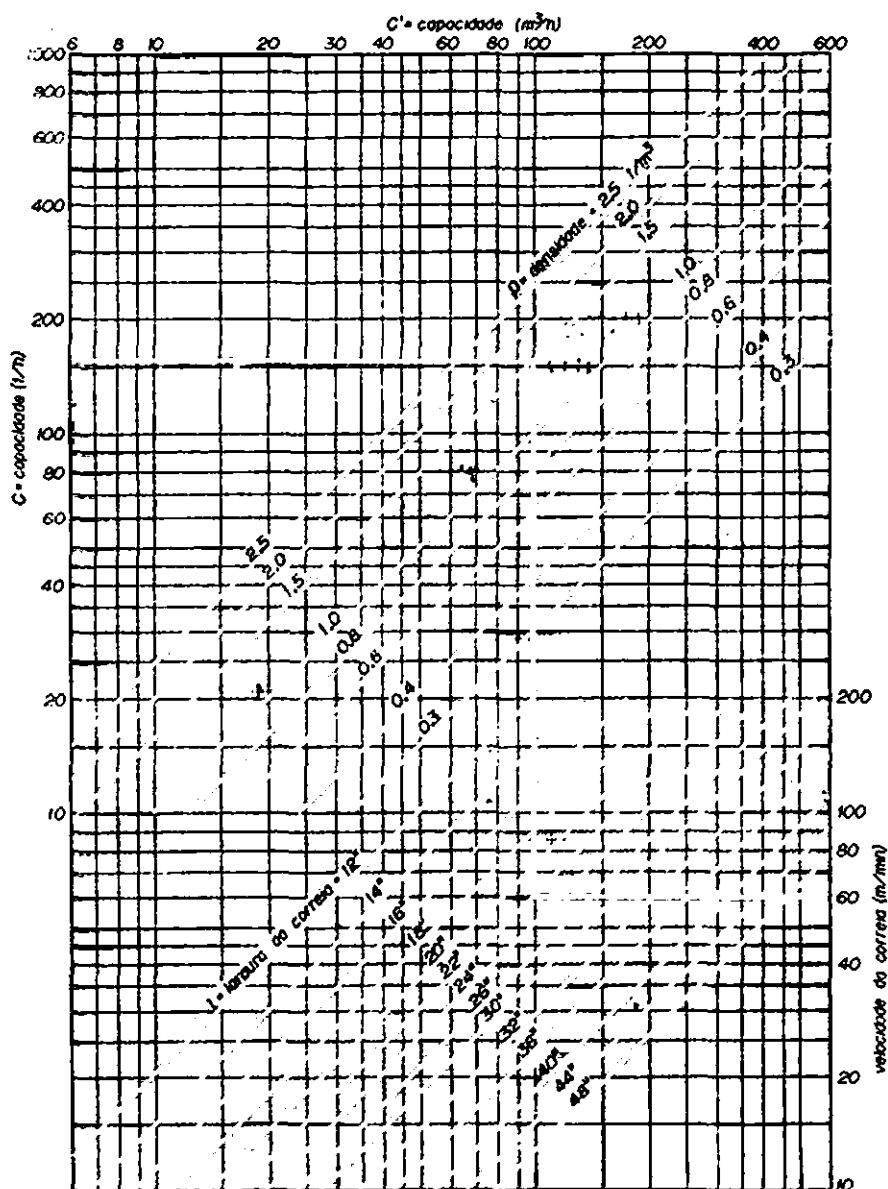



Fig. IV.5 – Carta para o cálculo de transportadores de correia.

O transportador mais próximo é o de 20" de largura, cuja velocidade normal de operação é 75 m/min e que tem uma capacidade 67 t/h a 30 m/min, ou seja,

$$67 \frac{75}{30} = 167 \text{ t/h}$$

à velocidade especificada de 75 m/min.

c.5) *Transportadores inclinados.*

A capacidade de um transportador de correia inclinado é menor do que se ele fosse horizontal. A tabela IV-5[7] fornece fatores k de redução da capacidade em função do ângulo θ de inclinação do transportador. No caso de transportador inclinado, a largura terá que ser calculada com uma capacidade $C_i = \frac{C}{k}$ maior do que a real.

Tabela IV-5

$\theta°$	0	2	4	6	8	10	12	14	16	18	20	22	24
k	1,00	1,00	0,99	0,98	0,97	0,95	0,93	0,91	0,89	0,85	0,81	0,76	0,71

c.6) *Observações.*

Na falta de dados específicos sobre o transporte considerado, estas diversas correlações prestam-se para um confronto dos resultados. A decisão final é do projetista, que deverá recorrer ao seu julgamento pessoal. De um modo geral, pode-se escolher uma velocidade baixa e um transportador mais largo, ou optar pelo contrário. Não é recomendável operar com velocidades muito menores do que 30 m/min. O custo de um dado transportador é mais ou menos o mesmo, qualquer que seja a velocidade de operação, de modo que é sempre preferível trabalhar com uma correia mais estreita e maior velocidade. Por outro lado, vecidades muito acima de 180 m/min devem ser evitadas porque o desgaste da correia torna-se excessivo. Além disso, as partículas mais finas poderão ser arrastadas da correia pela movimentação do ar.

d) *Potência consumida*

Nos transportadores de correia a potência é consumida: 1º) para mover o material; 2º) para mover a correia; 3º) para vencer os atritos; 4º) para elevar o material; e 5º) para operar os dispositivos de carga e descarga, como trippers e raspadores. Diversas correlações empíricas permitem avaliar a potência necessária para operar o transportador a plena carga.

d.1) A carta da figura IV-6[8] fornece a potência consumida em função da largura da correia, densidade do material, velocidade e comprimento do transportador horizontal. Para correia inclinada deve-se somar 0,0037 HP por metro de desnível e por t/h de capacidade, ou seja, a potência adicional necessária para elevar o material é

$$P = \frac{3{,}28\,C\,H}{1000}$$

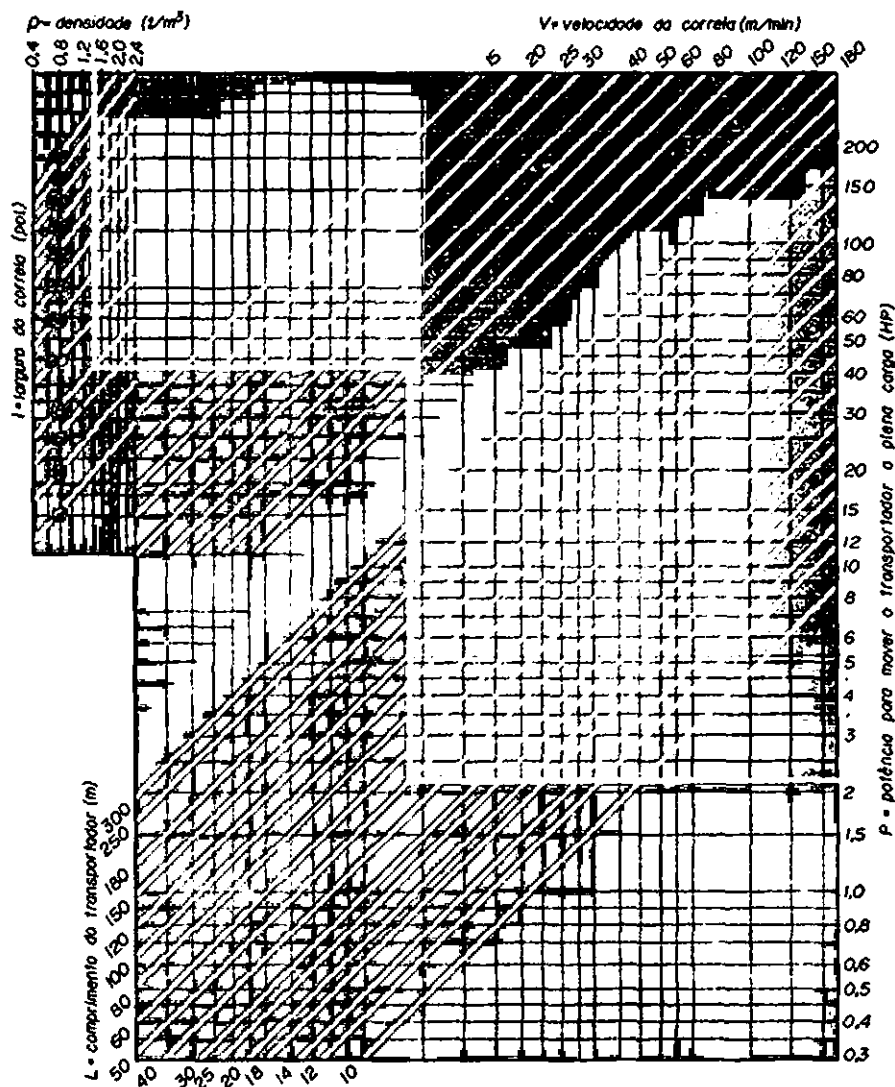



Fig. IV.6 – Carta para o cálculo da potência consumida por um transportador de correia.

onde C = capacidade (t/h) e H = elevação (m). A potência instalada deverá ser 20% maior.

As flexas na figura indicam o modo de utilizá-la: para $\rho = 1{,}5$ t/m³, $\ell = 18"$, $V = 80$ m/min e $L = 50$ m, resulta $P = 2{,}2$ HP.

d.2) Pode-se calcular a potência através das figuras V-3 A/B/C do MOU (p.46) para unidades inglêsas. A potência total é a soma dos valores obtidos de cada uma das figuras. A primeira leva em conta o comprimento, a largura e a velocidade do transportador. A segunda (V-3B) leva em consideração o comprimento e a capacidade. A terceira prevê o efeito da elevação. Esses mesmos gráficos acham-se na fig. IV-7 para unidades métricas.

d.3) Muito embora, para um cálculo isolado, a utilização da fig. IV-7 seja mais prática do que o uso de equações, as seguintes expressões aproximadas foram tiradas dessas figuras e podem ser de grande utilidade para cálculos repetidos

Fig. IV.7 – Potência de transportadores de correia.

a serem efetuados com o auxílio de computadores ou máquinas programáveis:

$$p_1 = \frac{\ell^{1,405}}{76} + \frac{\ell^{1,169}}{1642} L$$

$$p_2 = 0,448 + \frac{L}{100}$$

$$p_3 = \frac{C}{304,8}$$

A equação final que permite calcular a potência total, já com os números arredondados, é a seguinte:

$$P = \frac{V(0,046\, \ell^{1,17} L + \ell^{1,4}) + C(25\, H + 0,76\, L + 34)}{7600}$$

Esta expressão vale para L até 500 m, C até 1000 t/h e ℓ entre 14" e 60".

d.4) Para transportadores de pequena capacidade e até 100 m de extensão, um fabricante nacional recomenda calcular a potência consumida como segue[18]:

$$P = V(p_1' + p_4') + \frac{C}{100}(p_2' + p_3')$$

p_1' = potência necessária para acionar o transportador vazio à velocidade de 1 m/s

p_2' = potência consumida para transportar 100 t/h a uma distância L na horizontal

p_3' = potência consumida para elevar 100 t/h até uma altura H (m)

p_4' = potência dissipada por atrito nas guias laterais à velocidade de 1 m/s

V = velocidade (m/s)

C = capacidade (t/h)

Os valores de p_1, p_2, p_3 e p_4 são apresentados na tabela IV-6.

d.5) Há uma expressão apresentada por Liddel[9] para transportadores equipados com mancais comuns. Para mancais de rolamentos a potência será 33% menor nos trechos horizontais. A potência instalada deverá ser 20% maior. Os resultados obtidos com esta correlação, um tanto simplificada, afastam-se um pouco dos obtidos com as anteriores.

$$P = \frac{(0,0003\, \ell^2\, V + 0,08\, C) L + CH}{300}$$

P = potência em HP

ℓ = largura da correia (polegadas)

L = comprimento total do transportador (m)

V = velocidade (m/min)

C = capacidade do transportador (t/h)

H = elevação (m)

Tabela IV-6
valores de p'_1 (HP)

L = largura da correia (pol)	L = comprimento do transportador (m)												
	10	15	20	25	30	40	50	60	70	80	90	100	110
16	0,37	0,47	0,54	0,61	0,70	0,80	0,90	1,01	1,10	1,20	1,31	1,42	1,53
20	0,45	0,55	0,64	0,72	0,81	0,95	1,09	1,20	1,32	1,43	1,54	1,67	1,80
24	0,57	0,70	0,83	0,91	1,01	1,20	1,33	1,52	1,67	1,80	1,92	2,06	2,19
30	0,69	0,81	0,97	1,10	1,22	1,44	1,66	1,83	2,04	2,19	2,39	2,55	2,71
36	0,75	0,94	1,08	1,23	1,35	1,58	1,80	2,03	2,24	2,45	2,64	2,84	3,03
42	0,85	1,01	1,22	1,39	1,54	1,80	2,04	2,28	2,52	2,76	2,95	3,17	3,38
48	1,02	1,20	1,32	1,64	1,80	2,13	2,40	2,71	2,98	3,23	3,48	3,74	4,00

valores de p'_2 (HP)

L (m)	10	15	20	25	30	40	50	60	70	80	90	100	110
p'_2 (HP)	0,50	0,63	0,74	0,81	0,95	1,11	1,25	1,42	1,50	1,64	1,75	1,87	2,05

valores de p'_3 (HP)

H (m)	2	3	5	7,5	10	12,5	15	17,5	20	22,5	25	27,5	30
p'_3 (HP)	0,80	1,2	1,9	2,8	3,7	4,7	5,6	6,5	7,4	8,4	9,3	10,2	11,1

valores de p'_4 (HP)

Comp. das guias (m)	5	10	20	25	30	35	40	45	50	55	60	65	70
p'_4 (HP)	0,60	1,26	2,52	3,18	3,84	4,56	5,28	6,00	6,72	7,38	8,10	8,88	9,60

d.6) Potência consumida pelos dispositivos de descarga.

A potência consumida pelos trippers de descarga deve ser computada separadamente das correlações anteriores. Os valores encontram-se na tabela IV-7.

Tabela IV-7

Largura da correia(pol)	Potência consumida por um tripper	
	mancais comuns	mancais de rolamentos
12	0,75	0,50
14	1,00	0,75
16	1,00	0,75
18	1,50	1,25
20	1,50	1,25
24	1,75	1,25
30	2,50	1,75
36	3,00	2,50
42	4,00	3,00
48	5,00	3,25
54	6,00	5,00
60	7,00	6,00

Aplicação 1

Calcular a largura de um transportador de correia destinado a transportar na horizontal 20 t/h de um sólido de densidade 1,2 t/m³ à velocidade de 30 m/min.

Solução

Utilizaremos as diversas correlações apresentadas, para confronto.

c.1) Liddel

$$\ell = \sqrt{\frac{500(20)}{1,5(30)1,2}} = 13,6" - 14"$$

c.2) Fig. IV-5

$$C = 20 \text{ t/h}, \rho = 1,2 \text{ t/m}^3, V = 30 \text{ m/min}$$

$$\ell = 14"$$

c.3) Tabela IV-4

$$C_N = 20 \frac{30}{30} = 20 \text{ t/h}$$

$$\ell = 14"$$

Aplicação 2

Calcular o consumo de energia de um transportador de correia de 36" de largura transportando a 80 m/min, 260 t/h de um sólido granular de densidade 0,8 t/m³. O comprimento total do transportador é 100 m e, a elevação, 15 m.

Solução

Para confronto utilizaremos as diversas correlações apresentadas.

d.1) fig. IV-6

$$P = 13 + 0{,}00328(15)(260) = 25{,}8 \text{ HP}$$
$$\text{Instalada: } 1{,}2(25{,}8) = 31 \text{ HP}$$

d.2) fig. IV-7

$$p_1 = 6{,}3\ ,\ p_2 = 1{,}45\ ,\ p_3 = 0{,}85$$

$$P = \frac{80}{100}\,6{,}3 + \frac{260}{100}\,1{,}45 + 15(0{,}85) = 21{,}6 \text{ HP}$$

Instalada: 26 HP

d.3) Com a equação proposta, que pode ser convenientemente programada para as calculadoras HP-97 ou HP-41C, resulta

$$P = 21{,}8 \text{ HP}$$
Instalada: 26 HP

d.4) Tabelas da Faço

$$p_1' = 2{,}84\ ,\ p_2' = 1{,}87\ ,\ p_3' = 5{,}6\ ,\ p_4' = 0$$

$$V = \frac{80}{60} = 1{,}333 \text{ m/s}$$

$$P = 1{,}333\ (2{,}84) + \frac{260}{100}\ (1{,}87 + 5{,}6) = 23{,}2 \text{ HP}$$

Instalada: 28 HP

d.5) Expressão de Liddel

$$P = \frac{[0{,}0003(36)^2\,80 + 0{,}08(260)]\ 100 + 260(15)}{300} = 30{,}3 \text{ HP}$$

Instalada: 36 HP

Para mancais de rolamentos, a potência instalada será 33% menor, ou seja, 25 HP.

Aplicação 3

Projetar um transportador de correia com capacidade para transportar 70 t/h de sal comum à distância de 197 m medida na horizontal e uma altura de 17 m.

Solução

a) A inclinação $= \dfrac{17}{197} = 0{,}0863$ e corresponde a um ângulo $\theta = 4{,}9°$ com a horizontal, o que é viável, pois o máximo permissível é 11° (tabela IV-2). IV - 2

b) A densidade é $\rho = 1{,}20$ (tab. V-2) e a velocidade recomendada é $V = 80$ m/min (tab. V-3). O fator de redução da capacidade é $k = 0{,}985$ (tab. IV-5). Como a capacidade desejada é $C = 70$ t/h, a de projeto para transportador inclinado será

$$C_i = \frac{C}{k} = \frac{70}{0{,}985} = 71{,}1 \text{ t/h}$$

A capacidade nominal para entrarmos na tab. IV-4 é

$$C_N = C_i \frac{30}{V} = 71,1 \frac{30}{80} = 26,7 \text{ t/h}$$

A correia recomendada é a de 16" de largura, cuja velocidade normal de operação é 60 m/min. Entretanto a velocidade proposta poderá ser mantida.

c) A potência será calculada com a fig. IV-7. O comprimento do transportdor é

$$L = \sqrt{(197)^2 + (17)^2} = 198 \text{ m}$$

Portanto

$$P = \frac{80}{100}(3,75) + \frac{70}{100}(2,45) + 17(0,23) = 8,63 \text{ HP}$$

Potência instalada = 1,2 (8,63) = 11 HP

d) Usaremos as expressões de Liddel para confronto.

Largura:

$$\ell = \sqrt{\frac{500(70)}{1,5(80)1,2}} = 15,6" - 16"$$

Potência:

$$P = \frac{[(0,0003(16)^2(80) + 0,08(70)]\,198 + 70(17)}{300} = 11,7 \text{ HP}$$

Potência instalada = 1,2(11,7) = 14 HP

TRANSPORTADOR DE ESTEIRA

Este tipo de transportador é uma variante do transportador de correia especialmente aplicável ao transporte pesado de materiais quentes ou muito abrasivos a curtas distâncias. Sua utilidade na indústria de processo químico é menor do que a do transportador de correia e outros que apresentaremos adiante.

A esteira é geralmente metálica e construída com bandejas ou caçambas fixadas numa correia ou corrente. As esteiras mais simples são de madeira e prestam-se principalmente para o transporte de fardos. Os elos das correntes são horizontais e podem ser de vários tipos, mas o da fig. IV-8 é o mais comum. O acionamento é feito por meio de correntes laterais e rodas dentadas. Muitas vezes a construção é mais reforçada para atender às necessidades dos transportes pesados a pequenas distâncias. Algumas vezes são usados como alimentadores de outros transportadores. Operam a baixa velocidades, entre 5 e 10 m/min. Os transportadores de esteira metálica têm placas metálicas articuladas que se superpõem parcialmente nos pontos onde são suportadas nas correntes laterais. A fim de evitar a queda do material pelas bordas e, ao mesmo tempo permitir cargas de maior profundidade, há duas abas laterais verticais (fig. IV-9).

Alguns tipos apresentam a parte horizontal da esteira rebaixada para aumentar a capacidade. Se a profundidade do rebaixo fôr grande, resultará um transportador de canecas horizontais.

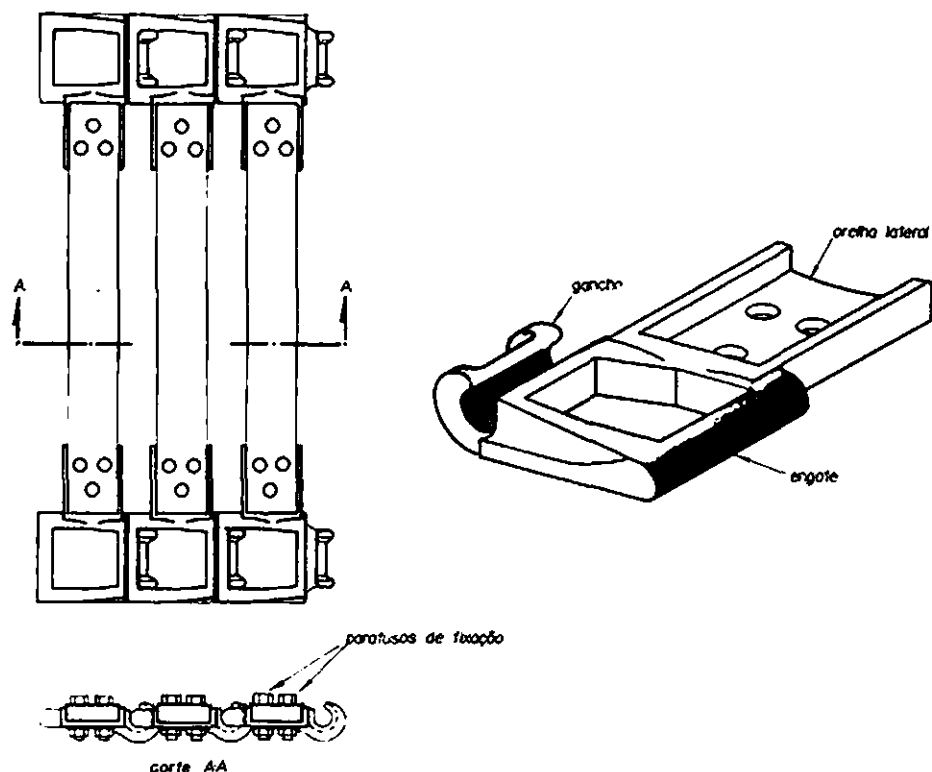



Fig. IV.8 – Transportador de esteira.

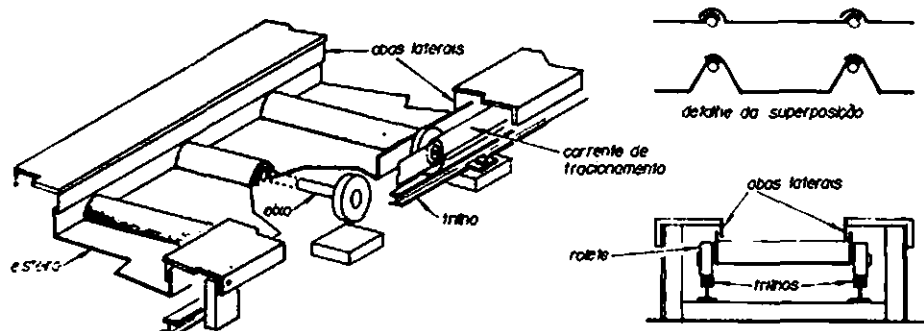



Fig. IV.9 – Esteiras com abas laterais e com rebaixo.

Há uma grande variedade de articulações padronizadas para a construção da esteira, o que torna este tipo de transportador atraente pela rapidez de construção e economia em relação ao de correia. A manutenção é mais rápida e a energia consumida é menor do que a dos dispositivos arrastadores equivalentes, que são os transportadores de calha.

Dimensionamento

a) *Largura*

a.1) A tabela IV-8[10] fornece a largura de esteiras metálicas horizontais transportando sólido de densidade 0,8 t/m³ à velocidade de 50 m/min, em função da capacidade nominal C_N. Se o material tiver densidade ρ e a velocidade de transporte fôr V, a capacidade nominal será calculada por proporção:

$$C_N = C \cdot \frac{0{,}8}{\rho} \cdot \frac{60}{V}$$

A velocidade varia entre 5 e 80 m/min neste tipo de transportador. A tabela apresenta também o tamanho máximo das pedras que podem ser transportadas, na hipótese de que sua porcentagem no material seja grande. Obseva-se que esses equipamentos podem ser aplicados ao transporte de sólidos em blocos relativamente grandes.

Tabela IV-8

Largura ℓ (m)	Profundidade do material na esteira h(m)	Capacidade nominal C_N (t/h)	Tamanho máximo do sólido (cm)
0,60	0,30	45	10 – 15
0,75	0,30	56	15 – 20
0,90	0,30	68	20 – 30
1,05	0,30	79	20 – 35
1,20	0,30	90	20 – 45
1,50	0,30	113	30 – 45
1,50	0,60	225	35 – 45

a.2) A largura também pode ser obtida aproximadamente a partir da seguinte expressão da capacidade para transporte realizado na horizontal:

$$C = 0{,}825\, S\, \rho\, V$$

C = capacidade (t/h)
S = secção transversal da pilha de material sobre a esteira (m²)
ρ = densidade aparente do sólido (t/m³)
V = velocidade da esteira (m/min)

Dessa expressão tira-se o valor de S

$$S = 1{,}212\, \frac{C}{\rho V}$$

Conhecida a forma geométrica da secção transversal do material sobre a esteira, calcula-se a largura do transportador. No caso geral o equipamento tem abas laterais e a secção transversal tem a forma indicada na fig. IV-10. Nessa figura os parâmetros geométricos apresentados são defmidos e relacionados como segue:

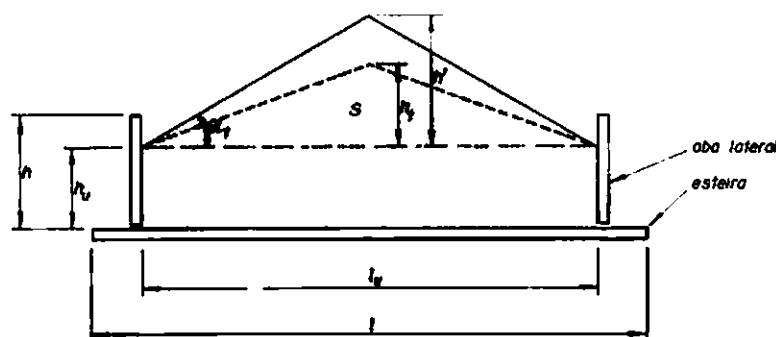



Fig. IV.10 – Parâmetros geométricos para o dimensionamento de transportadores de esteira.

ℓ = largura total da esteira (m)
ℓ_u = largura útil = 0,8 ℓ
h = altura das abas laterais (m)
h_u = altura útil das abas = $\psi\, h$
ψ = eficiência de carregamento = 0,65 a 0,80
α_t = ângulo de repouso durante o transporte = 0,4 α
α = ângulo de repouso natural (estático) do sólido
S = secção transversal do sólido na esteira
h' = altura da parte triangular da secção para transporte na horizontal
h_t = altura de transporte = $\eta\, h'$
η = fator de redução da área na parte triangular da secção transversal para o caso de transportador inclinado (tab. IV-9).

Tabela IV-9

Ângulo de inclinação do transportador	η	
	sem abas	com abas
até 10°	1,00	1,00
10 a 20°	0,90	0,95
acima de 20°	0,85	0,90

A largura é calculada como segue:

$$S = \eta \frac{\ell_u h'}{2} + \ell_u h_u$$

Levando em conta que $\ell_u = 0{,}8\ \ell$, $h_u = \psi h = 0{,}7\ h$ e $h' = \frac{\ell_u}{2} \tan 0{,}4\ \alpha$, resulta finalmente

$$S = 0{,}16\ \eta\ \ell^2 \tan 0{,}4\ \alpha + 0{,}56\ \ell h$$

Lembrando que $S = 1{,}212 \frac{C}{\rho V}$ e resolvendo, vem

$$\ell = \sqrt{3{,}063 \left(\frac{h}{\eta \tan 0{,}4\ \alpha} \right)^2 + \frac{7{,}575\ C}{\rho\ V \eta \tan 0{,}4\ \alpha}} - \frac{1{,}75\ h}{\eta \tan 0{,}4\ \alpha}$$

No caso particular de transportador sem abas laterais esta expressão fica mais simples:

$$\ell = 2{,}752 \sqrt{\frac{C}{\rho V \eta \tan 0{,}4\ \alpha}}$$

b) *Potência consumida*

A potência consumida por um transportador de esteira funcionando na horizontal pode ser calculada pela seguinte expressão:

$$P = \frac{F\ V}{4556}$$

P = potência (HP)
V = velocidade (m/min)
F = força de tração na corrente(kg) = $\mu\ (2P_e + P_m L) + R\ L$
μ = atrito de rolamento (geralmente adotado igual a 0,1)
P_e = peso de uma seção da esteira (entre centros)
P_m = peso de material transportado por metro de esteira
L = resistência do material contra as abas laterais (kg/m).
Os valores de R acham-se na tabela IV-10.

Tabela IV-10

Material	R(kg/m)
carvão	8,9
coque	4,4
cal hidratada	11,9
calcáreo pulverizado	11,9
cavacos de madeira	4,4

Para transportadores inclinados deve-se somar a parcela correspondente à elevação da carga:

$$P = \frac{FV}{4556} + \frac{CH}{300}$$

TRANSPORTADOR DE CORRENTE

Um grupo importante de dispositivos de transporte é representado pelos transportadores montados com elos padronizados de corrente que são simplesmente encaixados uns nos outros ou montados com pinos ou cavilhas. Sua construção é simples e econômica em virtude da variedade de elos disponíveis no mercado. Além disso, os diversos fabricantes concordaram em adotar medidas padronizadas, de modo que qualquer tipo fornecido por um fabricante poderá ser empregado com um tipo diferente de outro fabricante, desde que ambos sejam do mesmo número. Sua durabilidade é muito grande e a manutenção é simples porque os elos são peças de estoque dos fabricantes. Trabalham numa faixa bastante ampla de velocidade, capacidade e temperatura.

Apesar destas vantagens, sua aplicação na indústria de processo químico não é tão ampla como a de outros tipos mais adaptáveis às operações realizadas com os sólidos particulados processados neste tipo de indústria. Além disso, o uso de transportadores de corrente declinou um pouco nos últimos anos principalmente porque sua manutenção é muito elevada.

Velocidade típicas em m/min são as seguintes:[34]

– materiais abrasivos (cinza, escoria, coque, minério, bauxita, areia): 5
– materiais semi-abrasivos (carvão, calcáreo, rocha fosfática, sal): 20
– materiais pouco abrasivos (milho, soja, cavacos de madeira, grãos): 30 a 60

A potência requerida pode ser calculada como segue:

$$P = \frac{FV}{76} ,$$

onde F = força de tração na corrente (kg) e V = velocidade em m/s.

TRANSPORTADOR DE CAÇAMBA

É empregado para grandes distâncias. O material é transportado no interior de caçambas suspensas em cabos de aço ou em eixos com roletes nas duas extremidades e que se movimentam em trilhos (fig. IV-11). A descarga é feita pela inversão das caçambas. A movimentação também pode ser realizada à custa de correntes. Os tipos mais simples, com caçambas suspensas diretamente em roldanas que deslizam em cabos de aço, são comuns no transporte de minérios a longa distância ou de materiais que devem ser submetidos a operações sucessivas realizadas em diversos equipamentos. O material é submetido ao processamento sem sair da caçamba.

Um tipo muito comum é simultaneamente transportador e elevador. As caçambas podem bascular num eixo cujas extremidades são presas em correntes laterais. Há superposição das caçambas durante a elevação, mas não há interferência durante o retorno graças a extensões apropriadas dos elos das correntes (fig. IV-12). No ponto de descarga uma alavanca inclina as caçambas de 130°. São dispositivos de baixa velocidade (até 20 m/min). Capacidades típicas encontram-se na tabela IV-11 para material de densidade 0,8 t/m³. Para material de densidade ρ deve-se entrar na tabela com a capacidade nominal

$$C_N = C\frac{0{,}8}{\rho}$$

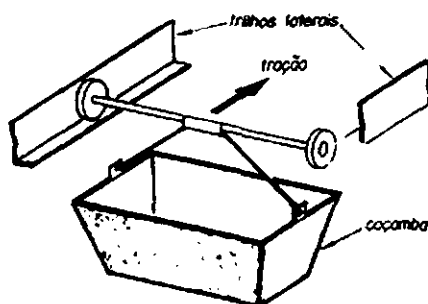



Fig. IV.11 – Transportador de caçamba.

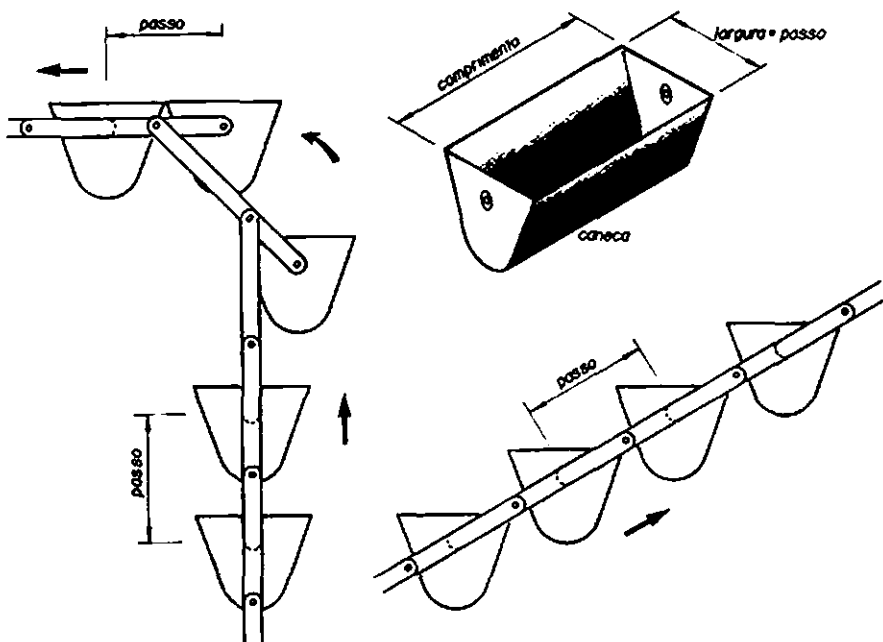



Fig. IV.12 – Transportador-elevador de caçambas.

Tabela IV-11
MATERIAL DE DENSIDADE 0,8 t/m³

Medidas da caçamba largura x comprimento (cm)	Capacidade (t/h)	Velocidade (m/min)
45 x 40	15 – 20	10 – 12
45 x 45	20 – 25	10 – 12
45 x 55	25 – 30	10 – 12
60 x 45	35 – 45	12 – 15
60 x 60	50 – 60	12 – 15
60 x 75	60 – 75	12 – 15
60 x 90	79 – 90	12 – 15
75 x 60	80 – 105	14 – 18
75 x 75	95 – 130	14 – 18
75 x 90	115 – 155	14 – 18
90 x 90	160 – 225	15 – 25

A potência consumida pode ser obtida diretamente dos catálogos dos fabricantes. Um exemplo é a carta da fig. IV-13 para transportador com passo de 45 cm e largura de 40 cm, 45 cm e 55 cm. A densidade do material é 0,8 t/h.

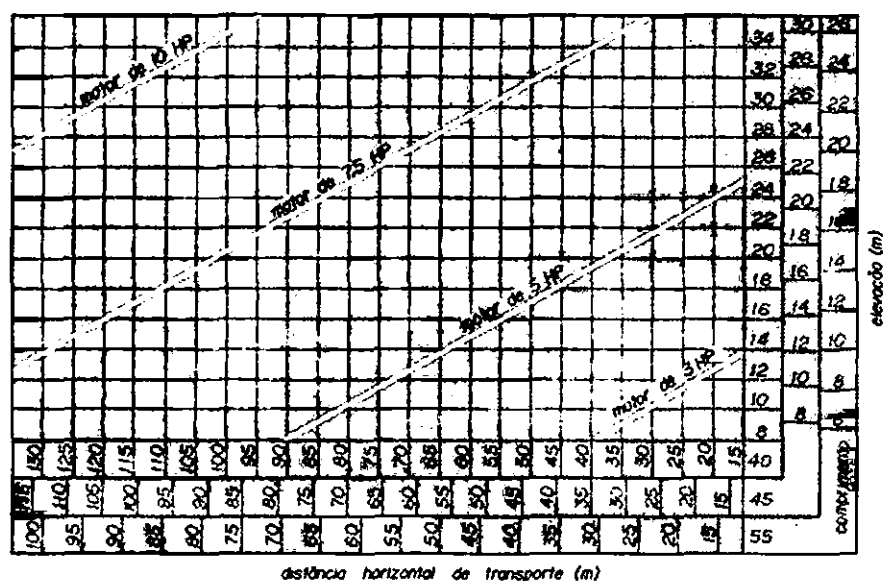



Fig. IV.13 – Carta para o cálculo de transportadores de caçamba.

Aplicação 4

Fazer o pré-dimensionamento de um transportador de caçambas basculantes para 12 t/h de cavacos de madeira. A distância horizontal de transporte é 80 m, com um desnível entre os pontos de carga e descarga de 20 m.

Solução

A densidade dos cavacos de madeira é tirada da tabela IV-2: 0,35 t/m³. Entra-se na tabela IV-11 com a capacidade nominal

$$C_N = 12\frac{0,8}{0,35} = 27,43 \text{ t/h}$$

O transportador selecionado tem caçambas com 45 cm de largura por 55 cm de comprimento e operando a uma velocidade aproximada de 11 m/min, obtida por interpolação nessa tabela. O consumo de energia é obtido da fig. IV-13: entra-se com 80 m na abscissa e 20 m na primeira coluna de números à direita. Resulta um consumo aproximado de 9 HP para a densidade de 0,8 t/m³. Para cavacos, o consumo será

$$P = 9\frac{0,35}{0,8} = 3,94 \text{ HP}$$

TRANSPORTADOR VIBRATÓRIO

O transportador vibratório ou oscilante presta-se para movimentar sólidos densos e de escoamento fácil. As partículas ficam sobre uma calha horizontal ou ligeiramente inclinada que vibra pela ação de excêntricos ou vibradores eletromagnéticos, conforme indica a fig. IV-14. Pela vibração as partículas são impedidas para cima e um pouco para a frente, afastando-se do transportador por um curto intervalo de tempo durante o qual o transportador retorna rapidamente à sua posição inicial. O movimento das partículas é, na verdade, uma sucessão de pequenos vôos.

Emprega-se vibração elétrica por meio de solenoides, ou mecânica, provocada por excêntricos que atuam contra a ação de molas de modo a originar deslocamento relativamente lento para a frente e muito rápido de retorno à posição inicial. Os vibradores mecânicos são sintonizados na freqüência natural de vibração do sistema, visando economizar energia. Este tipo de transportador é recomendado para pequenas e médias distâncias, servindo muitas vezes como dispositivos alimentadores. Sistemas longos podem ser instalados, mas haverá a necessidade de várias unidades com vibradores a cada 3 m.

A capacidade e o consumo de energia dependem de muitos fatores: amplitude de oscilação, freqüência, inclinação e principalmente das características do material (densidade e coeficiente de atrito). A fig. IV-15* permite calcular as dimensões da calha e o comprimento máximo por unidade oscilante.

(*) Adaptada dos dados da Link Belt Co.

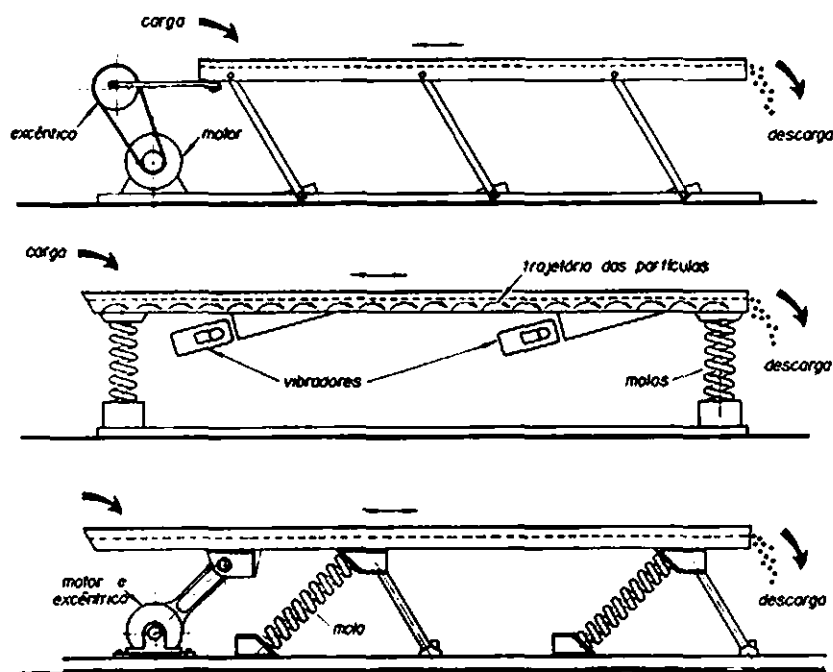



Fig. IV.14 – Transportador vibratório.

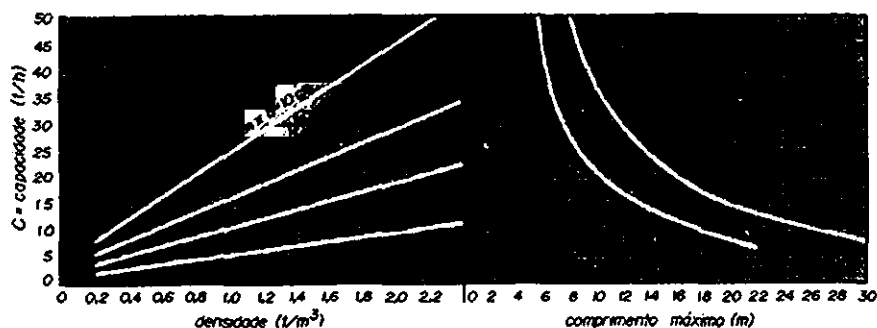



Fig. IV.15 – Dimensionamento de transportadores de calha.

2. Uma outra correlação é apresentada pelo Faço[19] para unidades de pequeno comprimento, utilizadas principalmente como alimentadores. Os seis tipos padronizados têm as seguintes dimensões da placaba vibrante (em m): 2,00 x 0,40; 2,70 x 0,70; 4,00 x 0,90; 4,00 x 1,20; 6,00 x 1,20 e 6,00 x 1,40. A capacidade de alimentação é dada pela seguinte expressão baseada na correlação original:

$$C = 60\,\phi_1\,\phi_2\,V\,\ell\,h\,\rho\,k$$

C = capacidade do transportador (t/h)
ϕ_1 = fator de granulometria (1,0 para areia, 0,8 a 0,9 para pedras até 15 cm e 0,6 para pedras maiores)
ϕ_2 = fator de umidade (1,0 para material seco, 0,8 para material molhado e 0,6 para material argiloso)
V = velocidade do material na placa vibrante (m/min) em função da freqüência (rpm) e amplitude (mm), tirada da fig. IV-16
ℓ = largura da placa (m)
h = espessura da camada de material sobre a placa (m), e que varia com a granulometria como segue:

$h \leq 0{,}2\ L$ para pedras pequenas (areia)
$h \leq 0{,}3\ L$ para pedras até 15 cm
$h \leq 0{,}5\ L$ para pedras grandes

ρ = densidade aparente (t/m³)
k = fator de inclinação (1,0 para transportador horizontal, 1,5 para inclinação de 5° e 2,5 para inclinação de 10°).

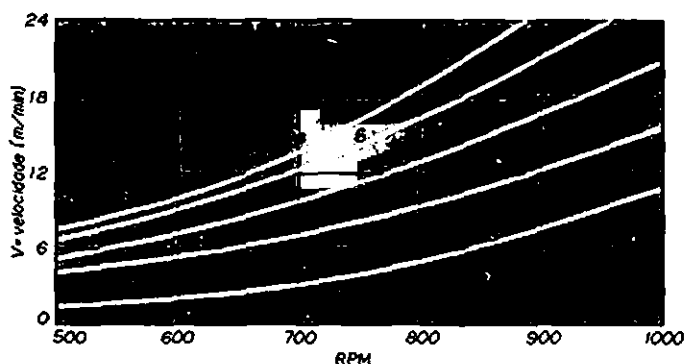



Fig. IV.16 — Velocidade do material na placa vibratória.

3. Uma correlação mais moderna estabelece que a capacidade de um transportador vibratório é determinada principalmente pela secção transversal e velocidade de transporte do sódio:

$$C = 66{,}1\ \ell\, h\, \rho\, V$$

C = capacidade (t/h)
ℓ = largura da calha transportadora (m) (0,20 a 1,50 m)
h = altura da camada de sólido sobre a calha (m) (7 a 15 cm)
ρ = densidade aparente do sólido (em t/m³)
V = Velocidade de transporte (m/min) $\cong 5{,}9\ Na$
a = amplitude da oscilação (m)
N = freqüência de vibração (RPM)

A potência consumida varia muito com o projeto, mas frequentemente o consumo é determinado pelas características de partida. Em primeira aproximação pode-se utilizar a seguinte equação simplificada

$$P = \frac{\left(\frac{m_c}{m_b} + 1\right) m_c N^3 a^2}{1{,}9 \times 10^7} \operatorname{sen}\theta$$

m_c = massa da calha transportadora (kg)
m_b = massa da base de contrabalanceamento (kg) $\geqslant m_c$
N = rpm
a = amplitude de oscilação (m)
θ = ângulo de mudança de fase

Se o transportador não fôr contrabalançado, então $\frac{m_c}{m_b} \rightarrow 0$ e, se o ângulo de mudança de fase fôr 90° ($\operatorname{sen}\theta = 1$), o consumo de energia será máximo.

TRANSPORTADOR POR GRAVIDADE

É o mais simples dos dispositivos para realizar o transporte de sólidos. O sólido escoa por gravidade sobre um plano inclinado em relação à horizontal com um ângulo superior ao de repouso do material. Se porventura houver variação muito grande de consistência ou das características de aderência do sólido, este ângulo deverá ser consideravelmente maior do que o de repouso e muitas vezes só a experiência permite conhecê-lo com segurança.

Usam-se também calhas ou dutos inclinados por onde o sólido escoa livremente. A velocidade depende do ângulo de inclinação. Se este fôr muito grande o material poderá acelerar demais durante o transporte, havendo quebra excessiva das partículas. O recurso é reduzir a inclinação ou colocar barras transversais para retardar o movimento das partículas. Pode-se também introduzir curvas ou alterar a inclinação para controlar a velocidade. Um caso limite é o transportador que se desenvolve em espiral em tomo de uma coluna central.

Uma variante comum de transportador por gravidade que se aplica ao transporte de caixas, fardos e latas é o chamado transportador de rolos. Uma esteira contínua é formada por uma sucessão de rolos de madeira ou de metal que giram sobre mancais fixos em duas guias laterais. Se houver o perigo de uma aceleração exagerada, pode-se recorrer aos mesmos expedientes mencionados anteriormente. Este transportador também pode ser montado no plano, caso em que a movimentação terá que ser feita manualmente.

DISPOSITIVOS ARRASTADORES

Nos transportadores deste tipo o sólido é arrastado em calhas ou dutos. De um modo geral, os dispositivos arrastadores são de menor custo inicial relativa-

mente aos carregadores. Além disso, aplicam-se muito bem ao transporte inclinado, podendo-se chegar a 45º. Em contraposição, o custo de manutenção é mais elevado em virtude do maior desgaste sofrido pelo equipamento. Não obstante, em muitas situações o emprego de dispositivos arrastadores é recomendável na indústria de processo por atender melhor às condições particulares da aplicação envolvida ou às propriedades dos materiais transportados. Dispositivos deste tipo resolvem alguns dos problemas de transporte mais difíceis da indústria química. Os dois transportadores mais importantes desta classe são:

o de calha
o helicoidal

TRANSPORTADOR DE CALHA

É o mais simples e o mais barato dos transportadores de sólidos, aplicando-se a uma grande variedade de materiais e situações. Em virtude do custo de manutenção elevado e da grande potência consumida, este transportador aplica-se de preferência ao transporte curto. Adapta-se melhor ao transporte inclinado que o de correias.

Consta de uma calha de madeira ou aço, no interior da qual movimentam-se raspadeiras que arrastam consigo o sólido a transportar. Nas instalações mais simples, tanto a calha como as raspadeiras são de madeira. As raspadeiras são presas a correntes com orelhas verticais (fig. IV-17a). Em instalações melhores as calhas e as raspadeiras são de aço. Os tipos mais caros de transportadores deste gênero são feitos com raspadeiras presas a eixos que se apoiam em rolamentos (fig. IV-17b).

Algumas instalações são feitas com a calha transportadora por cima, sendo o retorno por baixo, porém neste caso a corrente trabalhará dentro do material transportado. Isto pode ser feito no caso de materiais como serragem ou ca-

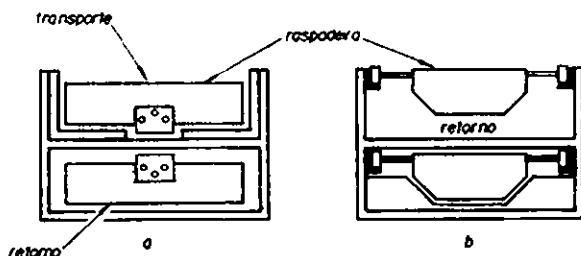



Fig. IV.17 – Transportadores de calha.

vaco de madeira, que não danifiquem ou afetem o funcionamento da corrente. Em outras situações prefere-se fazer o inverso, ou seja, colocar a calha transportadora em baixo e fazer o retorno por cima. Um tipo especial de transportador de calha é o transportador com raspadeiras de esqueleto (fig. IV-18), que são vazadas, com a forma de *L* ou *U*. O material move-se em massa no interior da calha. Os transportadores de esqueleto aplicam-se quando as partículas do material se travam mutuamente durante o transporte. São vantajosos quanto à economia de instalação e energia, em virtude da eliminação de uma boa parte do peso morto das raspadeiras.

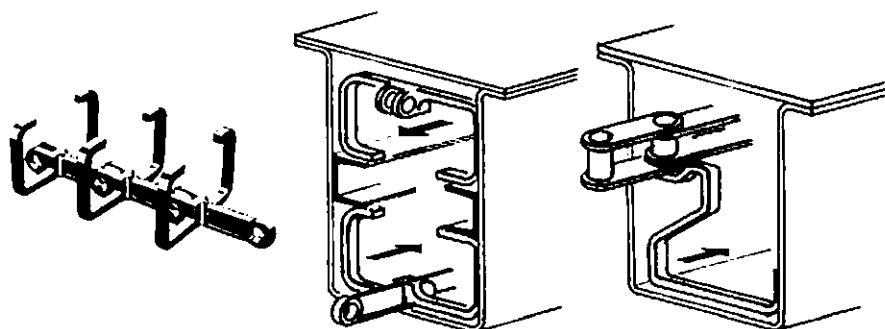



Fig. IV.18 – Transportador de esqueleto.

Dimensionamento

Os problemas de dimensionamento consistem na escolha das dimensões do transportador capazes de propiciar a capacidade desejada e o cálculo da potência consumida.

a) *Dimensões*

a.1) Para materiais de densidade 0,8 t/m³ transportados na horizontal, a tabela IV-12 pode ser utilizada para dimensionamento. A distância entre as raspadeiras terá que ser adotada. Para transportadores que deverão transportar materiais com densidade diferente de 0,8 t/m³, a capacidade será proporcional à densidade. A velocidade do transportador é geralmente 30 m/min. Valores recomendados encontram-se na tabela IV-13. Se o transportador fôr inclinado, sua capacidade cairá na proporção indicada na tabela IV-13.

Tabela IV-12
PARA MATERIAIS DE DENSIDADE 0,8 t/m³

Dimensões das raspadeiras altura x largura (cm)	P = peso nominal por compartimento (kg)
10 x 25	7
10 x 30	9
12 x 30	11
12 x 40	14
15 x 45	19
20 x 45	27
20 x 50	32
20 x 60	41
25 x 60	52

Tabela IV-13

α = ângulo de inclinação com a horizontal	p = fração da capacidade máxima
20°	0,77
30°	0,55
40°	0,33

Sejam:

L = comprimento útil do transportador (m)
V = velocidade de transporte (m/min)
C = capacidade de projeto (t/h)
α = densidade do material (t/m³)
D = distância entre duas raspadeiras sucessivas (m). Adota-se geralmente 30, 40, 50 ou 60 cm
p = fração da capacidade máxima para transporte com inclinação α em relação à horizontal (tabela IV-13)
P = peso nominal do sólido por compartimento (kg)

Pode-se escrever:

tempo de transporte = $\dfrac{L}{60\,V}$ horas

peso em kg de sólidos sobre o transportador = $\dfrac{1000\,CL}{60\,V}$

número de compartimentos em transporte = $\dfrac{L}{D}$

$$\text{peso real por compartimento} = \frac{1000\,CD}{60\,V}\ \text{kg}$$

$$P = \text{peso nominal por compartimento} = \frac{0{,}8}{\rho} \cdot \frac{1000\,CD}{60\,Vp}\ \text{kg}$$

ou seja,

$$P = \frac{13{,}33\,CD}{\rho V p}$$

As velocidades econômicas para diversos materiais são as seguintes (tab. IV-14):

Tabela IV-14

Material	V (m/min)
pedra partida	38
coque	30
carvão	38
cinzas	45
cal e cimento	45
minérios	53
pedra, areia e pedregulho	53
carvão fino	60

a.2) Uma segunda expressão empírica é a seguinte[11]:

$$S = \frac{4{,}4\,CD}{\rho V p}$$

onde:

C = capacidade (t/h)
S = área da raspadeira (cm^2)
V = velocidade (m/min)
ρ = densidade (t/m^3)
D = distância entre as raspadeiras (cm). Geralmente entre 30 3 60 cm
p = fração da capacidade máxima a ser utilizada para calhas inclinadas (de acôrdo com a tabela IV-13).

b) *Potência consumida*

Liddel[11] recomenda a seguinte expressão para calcular o consumo de energia de transportadores de calhas:

$$P = \frac{KCL + CH}{300}$$

K = constante entre 0,780, para raspadeiras montadas em roldanas e 0,933 para raspadeiras montadas em sapatas

L = comprimento do transportador (m)
C = capacidade (t/h)
H = elevação (m)

A potência instalada deverá ser 20% maior.

Aplicação 5

Recomendar um transportador de calha para transportar 30 t/h de sabão em escamas a uma distância de 20 m medida numa inclinação de 20° com a horizontal.

Solução

a.1) Da tabela IV-2 tira-se $\rho = 0,16$ t/m³. Para transportador inclinado de 20° tira-se da tabela IV-13, $p = 0,77$. Adotando inicialmente $V = 30$ m/min e $D = 0,40$ m calcula-se:

$$P = \frac{13,33(30)(0,40)}{(0,16)(30)(0,77)} = 43,3 \text{ kg}$$

De acôrdo com a tabela IV-12 pode-se utilizar um transportador com raspadeiras de 20 x 60 cm operando a $30 \dfrac{43,3}{41} = 31,7$ m/min.

a.2) Para comparação utilizaremos a segunda relação empírica apresentada, adotando uma velocidade de 31,7 m/min e espaçamento de 40 cm entre as raspadeiras.

$$S = \frac{4,4(30)(40)}{(0,16)(31,7)(0,77)} = 1352 \text{ cm}^2$$

Adotando 20 cm para a altura da raspadeira resulta uma largura de $\dfrac{1352}{20} = 66$ cm. A concordância com o resultado anterior é bastante boa.

Aplicação 6

Calcular a potência necessária para operar o transportador da aplicação 5, com raspadeiras montadas em sapatas.

Solução

K = 0,933
C = 30 t/h
L = 20 m
H = 20 (sem 20°) = 6,84 m

$$P = \frac{0,933(30)(20) + 30(6,84)}{300} = 2,55 \text{ HP}$$

Potência instalada: 3 HP

TRANSPORTADOR HELICOIDAL

É um tipo versátil de transportador para pequenas distâncias, servindo para realizar simultaneamente outros tipos de operação como mistura, lavagem, cristalização, resfriamento, extração ou secagem. Consta de uma canaleta de secção semi-circular no interior da qual gira um eixo com uma helicoide (fig. IV-19).

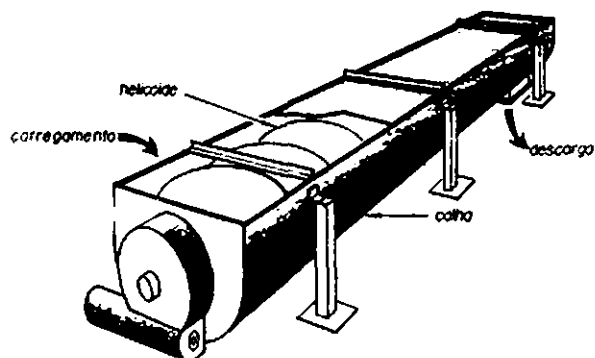



Fig. IV.19 – Transportador helicoidal.

A inclinação é geralmente limitada a 10 ou 15°, porém se a calha fôr fechada, pode funcionar até como dispositivo elevador. O consumo de energia é relativamente elevado, mas para pequenas distâncias este fator não é importante.

No caso mais simples a calha é de chapa metálica pregada diretamente em peças de madeira com recortes de secção semi-circular. Nos equipamentos melhores a calha é de chapa de aço soldada em estrutura metálica. A calha também pode ser feita de plástico (PVC, fiberglass) ou madeira. O eixo gira em mancais suspensos em perfís metálicos que se apoiam nas bordas da calha. Os mancais podem ser simples (com bronzinas) ou com rolamentos. A helicoide ou rosca sem fim do transportador, é feita com fita de aço enrolada no eixo, tendo geralmente um paço igual ao diâmetro. O acionamento é feito na extremidade superior, se o transportador fôr inclinado, por meio de transmissão com coroa e pinhão, engrenagem, redutor ou correias em *V*. Um variador de velocidade por ser utilizado para permitir a variação da rotação do transportador e, consequentemente, a sua capacidade.

A movimentação das partículas não é feita por arraste diretamente sobre a calha, mas a uma altura onde a força exercida por atrito pela hélicoide contrabalança o peso das partículas. O atrito intergranular evita que as partículas retornem ao nível mais baixo no interior da calha. O comprimento máximo de uma secção é limitado pelo torque máximo disponível no eixo e uniões. O torque pode ser calculado em função da potência e da rotação:

$$T = \frac{725\,P}{N}$$

Há vários tipos de helicoide, conforme indicado na figura IV-20: o tipo padrão, com passo igual ao diâmetro, para inclinação até 20°; o de passo longo, para materiais de fácil escoamento; a helicoide com passo duplo, recortada (para mistura), furada (para lavadores), dobrada, de fita (com a parte central removida) para misturar pastas e a seccional ou descontínua. O transportador helicoi-

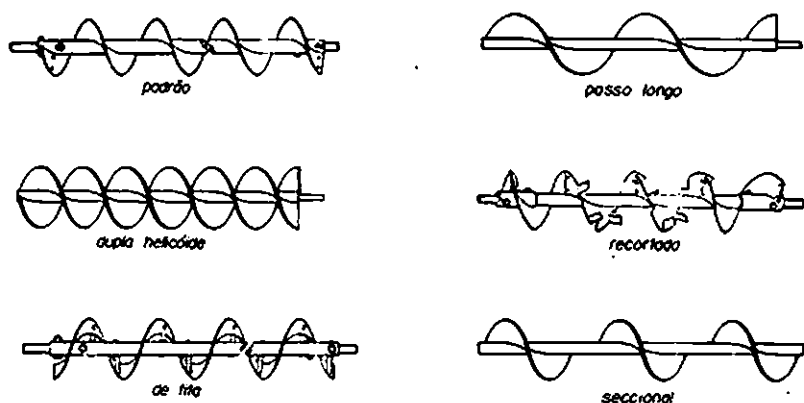



Fig. IV.20 – Tipos de helicoide.

dal pode trabalhar na horizontal, inclinado ou na vertical, desde que a folga entre a helicoide e o duto seja reduzida. As vantagens que tornam este tipo de transportador tão empregado na indústria química são as seguintes:

1ª) podem ser abertos ou fechados;
2ª) trabalham em qualquer posição ou inclinação;
3ª) podem ser carregados e descarregados em diversos pontos;
4ª) podem transportar em direções opostas a partir de um ponto de carga central;
5ª) permitem lavar, cristalizar, aquecer, resfriar ou secar ao mesmo tempo em que o transporte é feito;
6ª) ocupam pouco espaço e não requerem o espaço para retorno.

Dimensionamento

Os problemas mais importantes de projeto são a determinação do tamanho e número de rotações da helicoide e o cálculo do consumo de energia. Quatro procedimentos de cálculo serão apresentados.

1. Um método importante de dimensionamento consiste em classificar inicialmente o material numa das cinco classes descritas a seguir. A cada uma corresponde um fator F que servirá para calcular a potência consumida.

Classe a. Inclui materiais finos, leves, não abrasivos e de escoamento fácil. A densidade está entre 0,5 e 0,6 t/m^3. Para estes materiais, $F = 0{,}4$. Exemplos: carvão moído, caroço de algodão, milho, trigo, cevada, arroz, malte, cal em pó, farinha e linhaça.

Classe b. Materiais não abrasivos de densidade média, até 0,8 t/m³, em grãos pequenos misturados com finos. $F = 0,6$. Exemplos: alumem fino, pó de carvão, grafite em flocos, cal hidratada, café, cacau, soja, milho em grãos, farelo e gelatina em grãos.

Classe c. Materiais semi-abrasivos em grãos pequenos misturados com finos, densidade entre 0,6 e 1,12 t/m³. $F = 1,0$. Exemplos: alúmem em pedras, borax, carvão grosso, linhito, cinzas, sal grosso, barrilha, lama sanitária, sabão em pó, cevada úmida, amido, açúcar refinado, cortiça moída, leite em pó e polpa de celulose.

Classe d. Materiais semi-abrasivos ou abrasivos, finos, granulares ou em pedaços misturados com finos, densidade entre 0,8 e 1,6 t/m³. $F = 1$ a 2, conforme indicado a seguir. Exemplos: baúxita (1,8), negro de fumo (1,6), cimento (1,4), giz (1,4), gesso (1,6), argila (2,0), fluorita (2,0), óxido de chumbo (1,0), cal em pedra (1,3), calcáreo (1,6), fosfato ácido com 7% de umidade (1,4), areia seca (2,0), xisto britado (1,8) e açúcar mascavo (1,8).

Classe e. Materiais abrasivos de escoamento difícil. Para fins de dimensionamento utiliza-se 50% da capacidade dada na figura IV-21d e limita-se a velocidade a 40 rpm. Em outras palavras, entra-se na figura para materiais da classe d com o dobro da capacidade de projeto. F conforme indicado: cinzas (4), fuligem (3,5), quartzo em pó (2,5), areia e sílica (2,0).

Classificado o material, utiliza-se o gráfico correspondente das figuras IV-21 e determina-se o diâmetro da helicoide em função da capacidade volumétrica em m³/h e da rotação apropriada, sem contudo ultrapassar o valor máximo recomendado em cada caso.

A capacidade do transportador diminui com a inclinação, conforme indicado na fig. IV-22[20][33]. Uma vez obtido dessa figura o fator de redução devido à inclinação (p), deve-se entrar nas figuras IV-21 com a capacidade nominal

$$Q_N = \frac{Q}{p}$$

A potência consumida é calculada pelas seguintes expressões:

$$P = Q\rho \left(\frac{LF}{273} + \frac{H}{152} \right)$$

ou

$$P = C \left(\frac{LF}{273} + \frac{H}{152} \right)$$

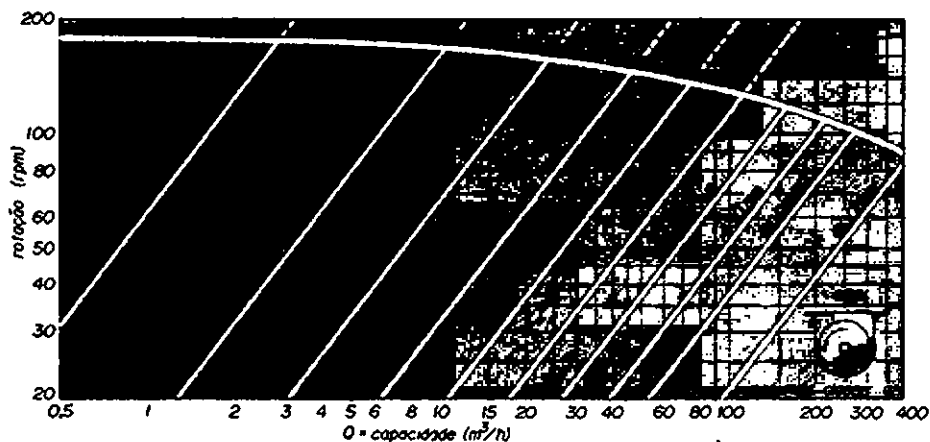



Fig. IV.21a

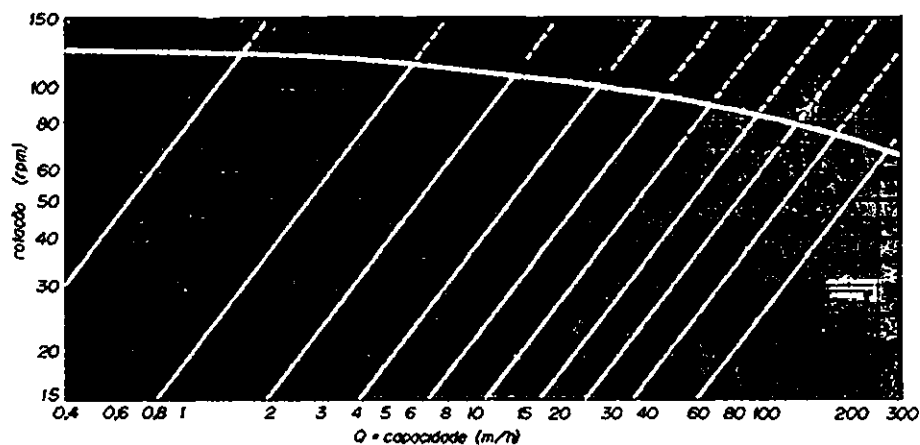



Fig. IV.21b

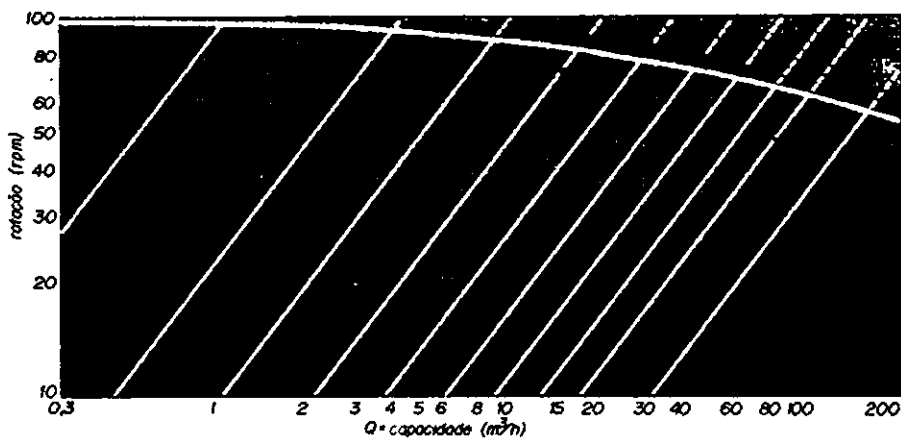



Fig. IV.21c – Cartas para dimensionar transportadores helicoidais.

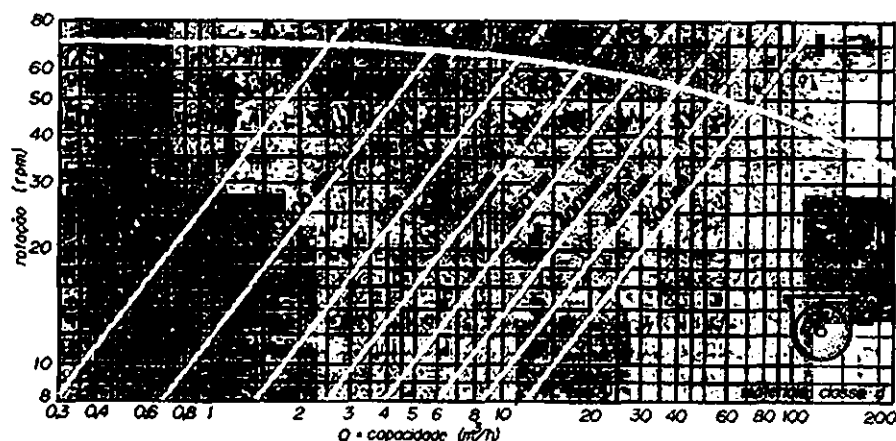



Fig. IV.21d

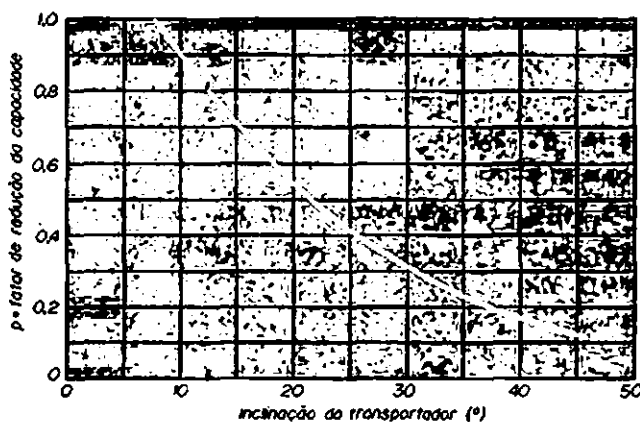



Fig. IV.22 – Fator de redução devido à inclinação

onde

- Q = capacidade volumétrica (m³/h)
- C = capacidade (t/h)
- ρ = densidade aparente do sólido (t/m³)
- L = comprimento do transportador (m). Se fôr maior do que 30 m, deve-se acrescentar 10 a 15% ao resultado
- H = elevação (m)
- P = potência consumida (HP). Se o resultado fôr menor do que 2HP, deve-se multiplicar por 2 e, se fôr inferior a 4HP, multiplica-se por 1,5.

Quando o carregamento fôr feito por gravidade, a partir de um silo, acrescenta-se 1/2 a 1 HP ao valor obtido com as expressões acima.

2. Um segundo método de dimensionamento define inicialmente a velocidade econômica de transporte em função do diâmetro da helicoide. Escolhido o diâmetro, fica definida a rotação econômica de acôrdo com a tabela IV-15.

Tabela IV-15

D(m)	0,10	0,15	0,20	0,25	0,30	0,35	0,40	0,45	0,50	0,60
N(rpm)	230	200	175	160	150	140	133	127	122	113

As rotações indicadas pela tabela IV-15 são bem maiores do que as recomendadas pela figura IV-21. Observa-se também que esta correlação não leva em conta as características do material. O dimensionamento deverá ser feito por tentativas até ser obtido da tabela o par de valores que dê a capacidade desejada através da correlação empírica seguinte[12]:

$$C = 12{,}3\, D^3 \rho N$$

C = capacidade (t/h)
D = diâmetro da helicoide (m)
ρ = densidade aparente (t/m³)
N = rotação (rpm)

A fim de evitar o cálculo por tentativas, pode-se utilizar a seguinte expressão aproximada obtida com os dados da tabela IV-15:

$$N = \frac{92{,}2}{D^{0{,}4}}$$

Combinando com a correlação da capacidade, tira-se diretamente o diâmetro do transportador:

$$D = \frac{Q^{0{,}385}}{15}$$

onde Q = capacidade volumétrica (m³/h) $= \frac{C}{\rho}$

3. O terceiro método consiste em partir da rotação econômica em RPM definida pela expressão seguinte, com D em m:

$$N = \frac{18{,}75}{D}$$

A capacidade é calculada pela mesma expressão apresentada no método anterior:

$$C = 12{,}3\, D^3 \rho N$$

Combinando as duas e lembrando que $Q = \frac{C}{\rho}$, tira-se o diâmetro:

$$D = \frac{\sqrt{Q}}{15,2}$$

4. A tabela IV-16 apresenta os comprimentos padrões dos transportadores helicoidais, capacidades e rotação máxima para três tipos diferentes de materiais: leves e não-abrasivos, pesados não-abrasivos e materiais pesados abrasivos[13].

Tabela IV-16

D Diâmetro (m)	L Comprimento padrão (m)	Materiais leves não abrasivos		Materiais pesados não abrasivos		Materiais pesados abrasivos	
		C (m^3/h)	N (rpm)	C (m^3/h)	N (rpm)	C (m^3/h)	N (rpm)
0,10	2,50	4,84	220	2,44	110	1,30	90
0,15	3,00	14,2	200	7,22	100	3,82	80
0,20	3,00	33,4	180	16,7	90	8,50	75
0,25	3,00	58,1	160	29,2	80	14,6	65
0,30	3,50	93,5	150	47,0	75	23,2	60
0,35	3,50	113	140	56,6	70	34,0	55
0,40	3,50	198	130	96,3	65	46,2	50
0,45	3,50	255	120	127	60	59,5	45
0,50	3,50	340	115	164	55	81,0	40

5. A correlação apresentada pela CEMA[34] para efetuar o cálculo da potência consumida suplantou as anteriormente utilizadas individualmente pelos fabricantes tradicionais. A expressão proposta é a seguinte:

$$P = \frac{P_v + P_m}{\eta} F_s$$

P_v = potência consumida para movimentar o transportador vazio (HP)
P_m = potência necessária para mover o material (HP)
η = rendimento da transmissão empregada
F_s = fator de sobrecarga

As parcelas P_v e P_m são calculadas como segue:

$$P_v = \frac{L\,N\,D\,F_d\,F_r}{7740}$$

L = comprimento do transportador (m)
N = rotação (rpm)
D = diâmetro da helicoide (m)
F_d = fator que depende do diâmetro da helicoide:

D(m)	F_d
até 0,30	3
0,30 a 0,40	5
0,40 a 0,60	8

$$P_m = \frac{L\,Q\,\rho\,F_m\,F_h\,F_p}{138}$$

Q = capacidade do transportador (m^3/h)
ρ = densidade aparente do material (t/m^3)
F_m = fator do material, exemplificado como segue:

farinha de trigo	0,5
açúcar, carvão	1,0
areia seca	2,0
cinzas, bauxita	3,0
concentrado de cobre, fuligem	4,0

F_h = fator de helicoide (relacionado com o passo) (1 a 2)
F_p = fator da pá (relacionado com a forma da helicoide (1 a 3)

Estes dois fatores valem 1 para transportadores padrões.

Aplicação 7

Deseja-se selecionar um transportador helicoidal para transportar 38 t/h de sal moído a uma distância de 20m na horizontal.

Solução

Trata-se de material classe c, com $F = 1$. A densidade é tirada da tabela IV-2: 1,2 t/m³. Portanto:

$$Q = \frac{38}{1,2} = 31,7\ m^3/h$$

Da fig. IV-21 para materiais classe c tira-se um diâmetro de 350mm operando a 50 rpm. Se houver muitas pedras pode-se utilizar um transportador de 400mm operando a 34 rpm. O consumo de energia é

$$P = 38\ \frac{20(1,0)}{273} = 2,78\ HP$$

Adotando 90% de eficiência para a transmissão, o consumo resulta igual a 3,09. Portanto, o motor a *ser instalado deverá ter*

$$1,5 \times 3,09 = 4,63 \sim 5\ HP$$

Aplicação 8

Calcular o diâmetro do transportador da aplicação 7 pelas demais correlações.

Solução

$$C = 38\ \text{t/h}, Q = 31{,}7\ \text{m}^3\text{/h}, L = 20\ \text{m}$$

Correlação 2: $D = \dfrac{(31{,}7)^{0{,}385}}{15} = 0{,}252\ \text{m} = 252\ \text{mm}$

$$N = \frac{92{,}2}{(0{,}252)^{0{,}4}} = 160\ \text{rpm}$$

Correlação 3: $D = \dfrac{\sqrt{31{,}7}}{15{,}2} = 0{,}370\ \text{mm}$

$$N = \frac{18{,}75}{0{,}370} = 50{,}6\ \text{rpm}$$

Correlação 4: O material é pesado e abrasivo, sendo 34 m³/h a capacidade mais próxima da desejada. Portanto

$$D = 0{,}35\ \text{mm} = 350\ \text{mm}$$
$$N = 55\ \text{rpm}$$

Observa-se que a concordância entre as correlações 1, 3 e 4 é muito boa, enquanto a correlação 2, conforme já mencionamos antes, conduz a rotações muito elevadas.

DISPOSITIVOS ELEVADORES

Alguns transportadores das classes anteriores, entre os quais o de correia, o helicoidal e o da calha, podem ser utilizados como dispositivos de elevação, desde que o desnível seja pequeno comparado com a distância horizontal de transporte. Para grandes inclinações ou transporte na vertical, um dispositivo elevador deverá ser empregado. São mais importantes os seguintes elevadores:

helicoidais
de canecas
pneumáticos

ELEVADOR HELICOIDAL

São idênticos aos transportadores helicoidais já descritos, porém um tubo cilíndrico vertical deverá ser utilizado em substituição à calha semi-circular e, além disso, a folga entre a helicoide e o tubo deverá ser bastante limitada. A helicoide precisa ser bem polida para diminuir o atrito. A elevação máxima com elevadores helicoidais é de 12 m.

A capacidade pode ser calculada pelas correlações já apresentadas para os transportadores helicoidais comuns. A potência pode ser calculada com boa aproximação pela seguinte expressão:

$$P = \frac{CH}{152}$$

P = potência (HP), C = capacidade (t/h), H = elevação (m).

Se o transportador fôr inclinado, usa-se a expressão geral já apresentada:

$$P = C\left(\frac{L\,F}{273} + \frac{H}{152}\right)$$

ELEVADOR DE CANECAS

São construídos com canecas fixadas sobre correias verticais ou de grande inclinação, ou em correntes que se movimentam entre uma polia ou roda dentada motora superior (ou da cabeceira) e outra inferior que gira livremente.

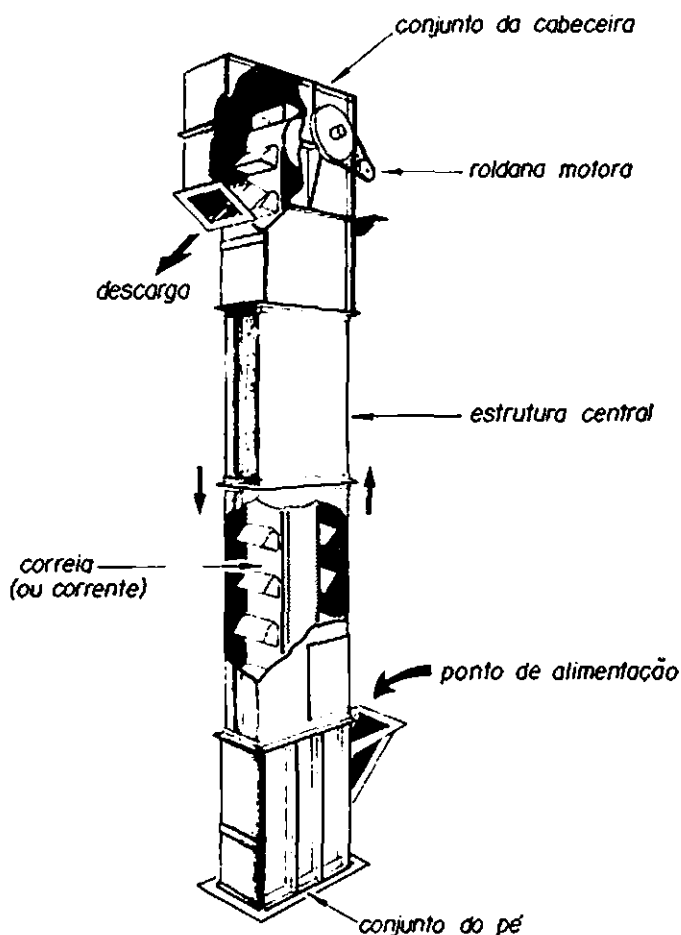



Fig. IV.23 – Elevador de canecas.

Movimentam-se geralmente no interior de caixas de madeira ou de aço. São utilizados para a elevação de cereais, carvão, minérios e reagentes químicos (fig. IV-23). A altura de elevação pode chegar a 100 m.

Quando o material é aderente, usam-se canecas chatas (fig. IV-24a). Para materiais pesados ou de granulometria grosseira, deve-se empregar canecas fechadas (fig. IV-24b), que apresentam a vantagem de poderem ser montadas com superposição de uma em relação à anterior, formando os denominados transportadores elevadores de escoamento contínuo (fig. IV-24c).

O emprego de correias para a fixação das canecas acha-se limitado às aplicações que requerem limpeza de operação, como no caso do transporte de cereais. Em geral, todavia, as correntes apresentam vantagens pela maior resistência, menor manutenção e custo inferior. Quando a corrente é central (única), elos padrões com orelhas verticais são utilizados para a fixação das canecas. Para serviço mais pesado, duas correntes com orelhas laterais devem ser usadas, sendo o acionamento realizado por rodas dentadas que podem ter diâmetros diferentes. Em qualquer caso, as canecas são rebitadas ou parafusadas aos elos. A carga pode ser feita pela simples passagem das canecas através do material no depósito inferior, ou através de um alimentador colocado na base do elevador.

A descarga pode ser realizada de vários modos (Fig. IV-25). Nos transportadores de alta velocidade (65 a 90 m/min) utiliza-se ação centrífuga, sendo o material lançado sobre o duto inclinado de descarga ao contornar a polia ou

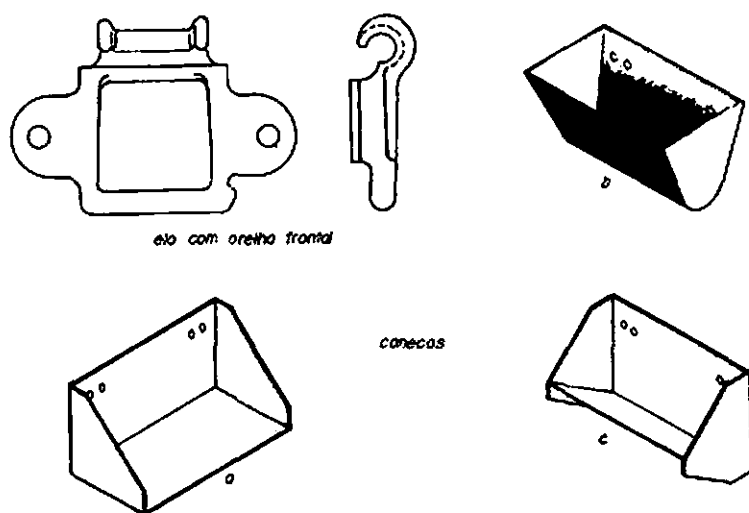



Fig. IV.24 – Tipos de canecas e elo com orelha frontal.

roda dentada superior (fig. IV-25a). Estes transportadores recebem o nome de elevadores de descarga centrífuga. O inconveniente é que para grandes capacidades o desgaste das canecas torna-se excessivo. Para pequenas velocidades, a descarga centrífuga é impossível, de modo que as canecas devem ser invertidas por meio de uma outra roda dentada para que se possa realizar a descarga (fig. IV-25b). Quando as canecas se superpõem, a parte posterior de cada uma servirá de plano inclinado para a descarga da caneca seguinte. Este tipo é denominado elevador de descarga positiva, sendo particularmente adaptável a materiais aderentes, e portanto de descarga difícil.

Quando as canecas estão bem próximas umas das outras a descarga torna-se contínua. O transportador denomina-se de escoamento contínuo porque a correia ou corrente, devido à proximidade e superposição parcial das canecas, carrega um fluxo contínuo de material e em conseqüência propicia descarga contínua (fig. IV-25c). Geralmente sua capacidade é moderada, até 50 t/h, muito embora haja instalações para capacidade até 200 t/h.

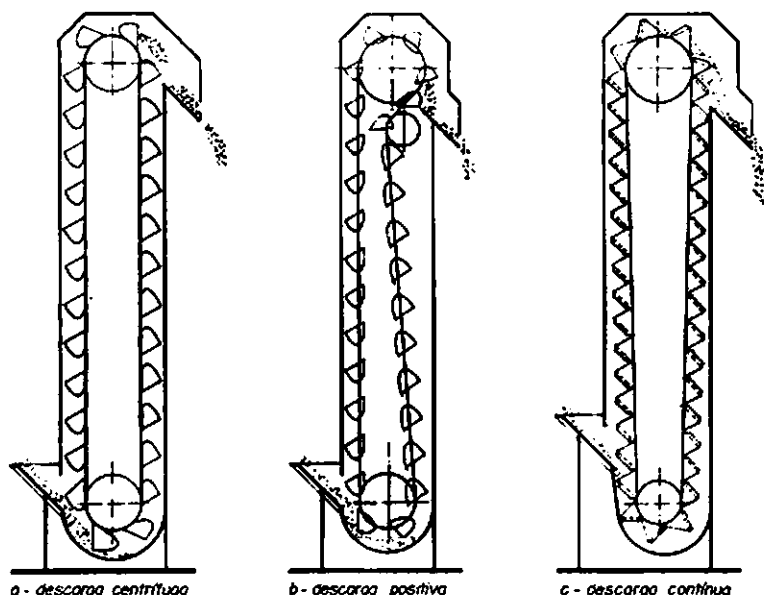



Fig. IV.25 – Tipos de descarga.

Quando a calha é fechada e o material enche completamente o transportador, o escoamento do sólido torna-se realmente contínuo, como no caso de um fluido no interior de um duto. As canecas transformam-se em simples raspadores, que podem ser fechados ou de esqueleto (fig. IV-26). Estes equipamentos funcionam igualmente na horizontal ou inclinados.

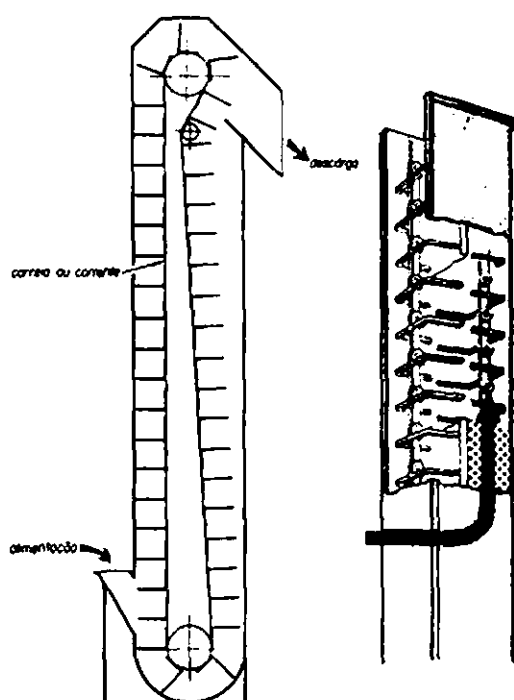



Fig. IV.26 – Elevadores de escoamento contínuo.

Dimensionamento dos elevadores de canecas

Os problemas de projeto são: a fixação da velocidade de transporte, o cálculo das medidas das canecas e a previsão da potência necessária:

a) A *velocidade de transporte* deve ser escolhida de acordo com as tabelas IV-17 e IV-18[21].

Tabela IV-17

Material	Velocidade (m/min)
coque	30
pedra partida	38
carvão bruto	38
cinzas	45
cal e cimento	45
minérios (média)	53
pedra britada	53
areia e pedregulho	53
carvão fino	60

Tabela IV-18

Tipo de elevador	Velocidade recomendada (m/min)
Centrifugo	65 a 90
Contínuo	38 a 45

b) *Dimensões*

b.1) A *capacidade* pode ser relacionada com as demais variáveis pela seguinte expressão empírica:[14]

$$C = \frac{0{,}0035\ \ell\ w^2\ V\ \rho}{d}$$

ou

$$Q = \frac{0{,}0035\ \ell\ w^2\ V}{d}$$

C = capacidade (t/h)
Q = capacidade volumétrica (m^3/h)
ℓ = comprimento das canecas (cm) (fig. IV-27)
w = largura das canecas (cm)
V = velocidade (m/min)
ρ = densidade aparente (t/m^3)
d = distância entre canecas (geralmente 30, 40 ou 45 cm).

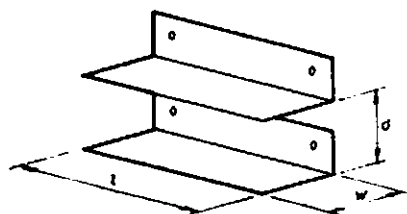



Fig. IV.27 – Dimensões das canecas.

Especificando C, ρ e V, as três medidas ℓ, w e d poderão ser calculadas a a partir desta expressão e mais duas relações geométricas entre elas. Por exemplo, fazendo $\ell = d$ tira-se:

$$w = 16{,}9\ \sqrt{\frac{C}{V\rho}} = 16{,}9\ \sqrt{\frac{Q}{V}}$$

Para obter ℓ e d pode-se adotar uma outra relação geométrica conveniente, como $\ell = 2\ w$.

b.2) Um método simples para fixar as medidas de um *elevador de escoamento contínuo* consiste em utilizar a fig. IV-28[22], que corresponde a aproximadamente 80% da carga total. Com a capacidade C(t/h), a densidade ρ(t/m³) localizada na parte inferior direita da figura e a velocidade V(m/min), determina-se diretamente a secção transversal do duto de elevação do material. Pode-se interpolar linearmente em qualquer das escalas. Por exemplo: 50 t/h de material com densidade 1,12 t/m³, transportado com uma velocidade de 15 m/min. O duto recomendado deverá ter secção transversal de 620 cm².

Para facilitar a determinação da secção transversal S do duto pode-se usar também a seguinte expressão aproximada, válida para 80% de carga:

$$S = \frac{190\,C}{V\rho} \quad (\text{cm}^2)$$

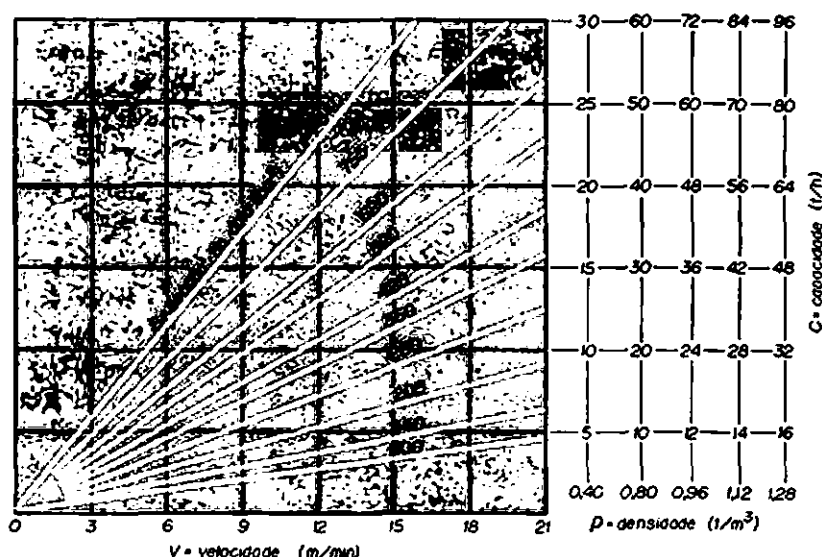



Fig. IV.28 – Carta para dimensionar elevadores de escoamento contínuo.

c) *Potência consumida*

Uma vez que o elevador está em equilíbrio quando se encontra descarregado, a potência consumida para acionar o dispositivo é a necessária para elevar a carga e vencer o atrito entre as peças da máquina e a resistência imposta pelo material no depósito de alimentação. A fórmula recomendada por Perry[15] adaptada para unidades métricas fornece diretamente a potência do motor necessário:

$$P = \frac{CH}{152}$$

C = capacidade (t/h)
H = elevação medida na vertical (m)
P = potência (HP).

Uma correlação mais completa, aplicável também para transportadores horizontais e inclinados, é apresentada na fig. IV-29. Fornece a potência do motor necessário para transportadores de escoamento contínuo. O significado dos símbolos é o seguinte:

P = potência do motor (HP)
C = capacidade (em t/h)
L = distância horizontal de transporte (m)
K = fator que leva em conta o tipo de material e que varia entre 1 e 2,5. É fornecido pela tabela IV-19.

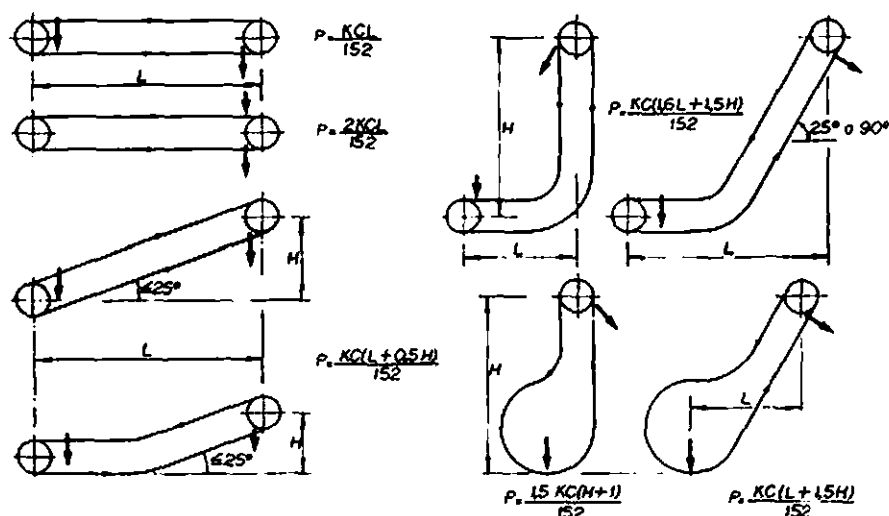



Fig. IV.29 – Potência consumida pelos elevadores de canecas.

Tabela IV-19

K = 1	Café moído, cacau em grãos, grafite, nozes, sabão em flocos, soja, côco ralado.
K = 1,2	Feijão, café em grãos, carvão em pedaços pequenos (até 10mm), farinha (até 1,5), serragem (até 1,5), soja (até 1,5), trigo, cavacos secos.
K = 1,5	Talco, amido em pó, sal, cavacos úmidos.
K = 2,0	Argila (até 2,5) cinzas, amido em grãos, açúcar cristal, barrilha, açúcar pulverizado (até 2,5), óxido de zinco.
K = 2,2 a 2,5	Alumen, bórax, cortiça em retalhos, cal, barrilha pesada, fumo, calcáreo pulverizado.

DISPOSITIVOS ALIMENTADORES

Os sólidos a procesar ou transpotar em regime permanente devem ser retirados de depósitos e alimentados em vazão constante no transportador ou no processo onde vão ser utilizados, por meio de um dispositivo alimentador.

A alimentação de sólidos em vazão em massa constante é sempre um problema industrial difícil de resolver, em virtude da variabilidade das características dos materiais envolvidos. Certos sólidos granulares escoam facilmente, quando outros são aderentes; alguns são bem uniformes e outros são heterogêneos, pastosos ou abrasivos. Decorre deste fato a grande variedade de alimentadores encontrados na indústria[16]. Estes dispositivos são de dois tipos gerais:

volumétricos
gravimétricos

Os do primeiro tipo alimentam em vazão volumétrica constante. Os alimentadores gravimétricos trabalham com vazão em peso constante, sendo mais complicados do que os volumétricos.

O *alimentador volumétrico* mais simples é a própria boca do funil de descarga do silo, que pode ser equipada com uma válvula de gaveta mecanizada ou regulada manualmente (fig. IV-30). Outros alimentadores volumétricos só diferem no comprimento e em alguns detalhes construtivos, de transportadores descritos anteriormente, como o *helicoidal*, o *vibratório* e o de *correia*. Se o material fôr de escoamento fácil, estes dispositivos são amplamente satisfatórios. A vazão de alimentação pode ser variada alterando a rotação da máquina ou a posição da válvula de gaveta que geralmente se instala na boca de saída do silo.

Quando o material é aderente ou apresenta grandes variações de densidade aparente, estes dispositivos não alimentam em vazão constante, devendo-se por isso, recorrer a dispositivos de ação mais regular. A *válvula rotativa* é um deles

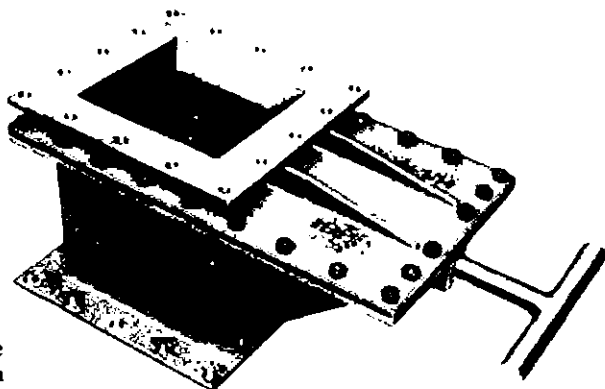
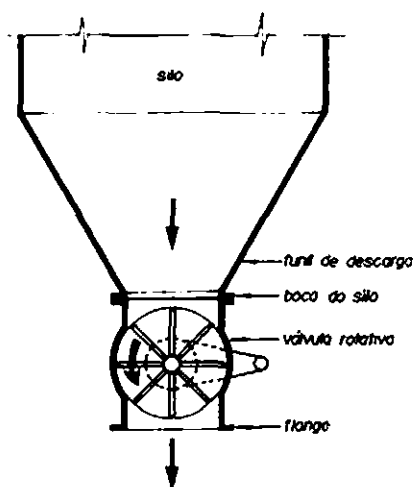
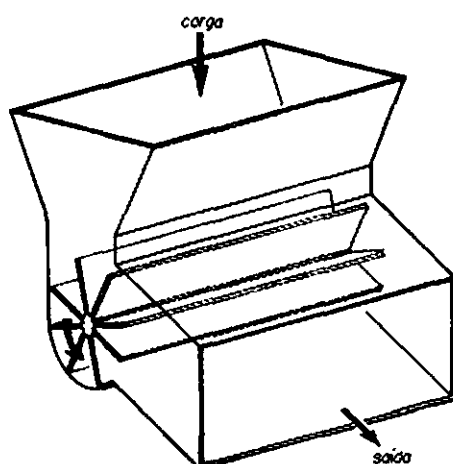



Fig. IV.30 – Válvula de gaveta manual para a descarga de silos.

(Fig. IV-31a). Consta de um eixo que gira a velocidade constante movimentando palhetas em número variável entre 4 e 8. Como nos casos anteriores, a vazão pode ser variada pela simples alteração do número de rotações ou da posição da gaveta na saída do silo. Quando se pretende alimentar com vazão bem controlada, o dispositivo deverá ser previamente calibrado. As válvulas deste tipo são fabricadas em diversos materiais, como aço, bronze, alumínio, inox, aço vidrado, borracha, ebonite, PVC, polipropileno ou plástico reforçado com fibra de vidro. Um tipo variante, alongado, encontra-se na fig. IV-31b.

a) Válvula rotativa comum.

b) Variante alongada.

c) Instalação com válvula de gaveta.

Fig. IV.31 – Válvula rotativa.

Outro tipo importante é o alimentador de *comporta e contra-peso* apresentado na fig. IV-32. O inconveniente é a descarga descontínua, mas a vazão em peso é garantida. O peso pode ser escolhido, sendo da ordem de 100 kg. Um modelo variante tem duas comportas com um contra-peso cada, mas também pode ter acionamento mecânico. As comportas abrem-se alternadamente (fig. IV-33).

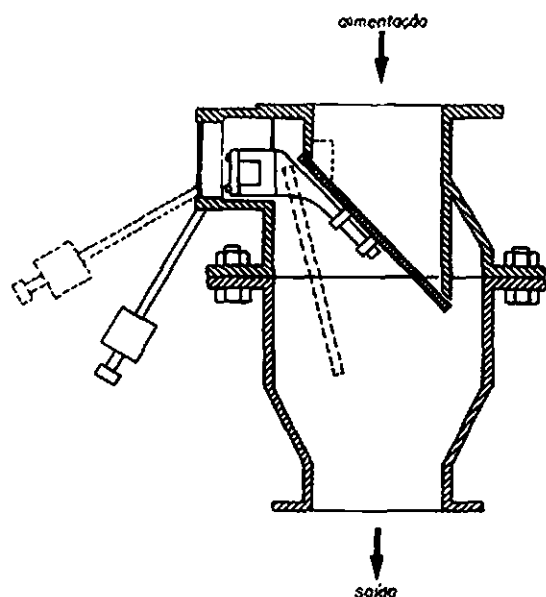



Fig. IV.32 – Alimentador de comporta com contrapeso.

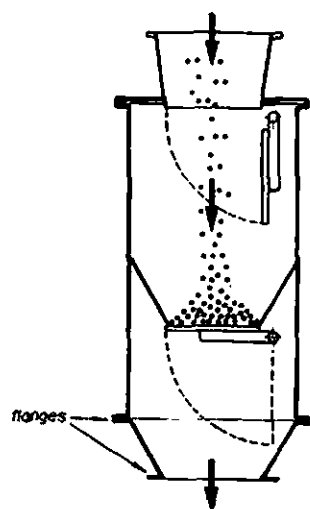



Fig. IV.33 – Alimentador com dupla comporta.

Um alimentador volumétrico de fácil regulagem é a *mesa dosadora* (fig. (IV-34). O sólido é alimentado pelo funil de descarga do silo, diretamente sobre um disco horizontal que gira em velocidade constante. Um raspador é posicionado na posição conveniente, ou seja, mais próximo ou afastado do centro, de modo a permitir a descarga de uma parte do sólido da mesa na vazão desejada. Este alimentador é de uso difundido na indústria, mas necessita de calibração freqüente.

Os *alimentadores gravimétricos* são bem mais satisfatórios do que os volumétricos no que se refere à constância de operação, sendo utilizados quando as características do sólido (como granulometria, umidade ou grau de compactação) variam bastante durante a operação, mas, não obstante, uma alta precisão na dosagem é necessária. A desvantagem é o custo, que é bem mais elevado do que os anteriores. Um dispositivo típico é a *correia dosadora*

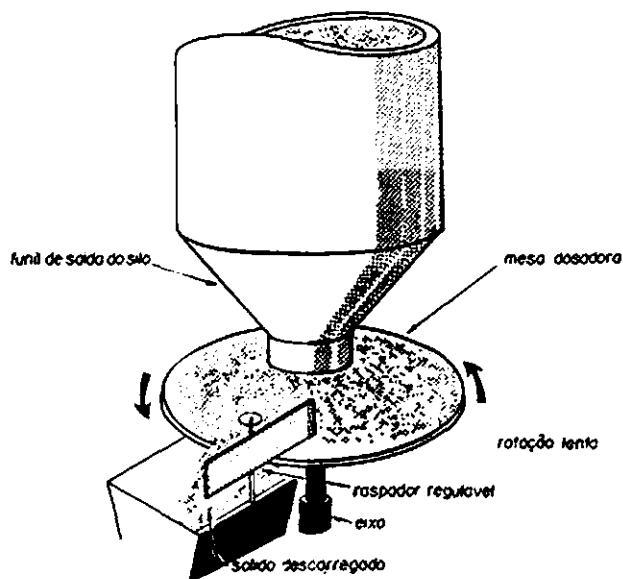



Fig. IV.34 – Mesa dobradora.

alimentada por um alimentador helicoidal (fig. IV-35). A parte mais importante do dispositivo é a correia. Quando a carga varia, a flexão da correia também se altera, acionando uma alavanca que atua sobre um dos braços de uma balança de grande sensibilidade. O outro braço da balança é parte integrante de um duplo contato elétrico. Um acelera e o outro retarda o motor do alimentador helicoidal da correia, através de um redutor de velocidade variável. Dispositivos deste tipo permitem regular dentro de ± 1% o peso dos sólidos alimentados, num período de cinco minutos.

DISPOSITIVOS PNEUMÁTICOS

Um dispositivo de largo emprego na movimentação e elevação de sólidos finos na indústria química é o transportador pneumático. A distância de transporte pode variar desde alguns poucos metros até longas distâncias, situação para a qual são particularmente recomendados. A granulometria varia desde pó fino (acima de 100μ) até grãos de cerca de 1cm. A densidade do sólido pode variar desde 15 kg/m^3 até um máximo de 3 t/m^3.

A aplicação típica é para materiais finos que em outros tipos de transportadores seriam perdidos por arraste, e para longas distâncias (centenas de metros).

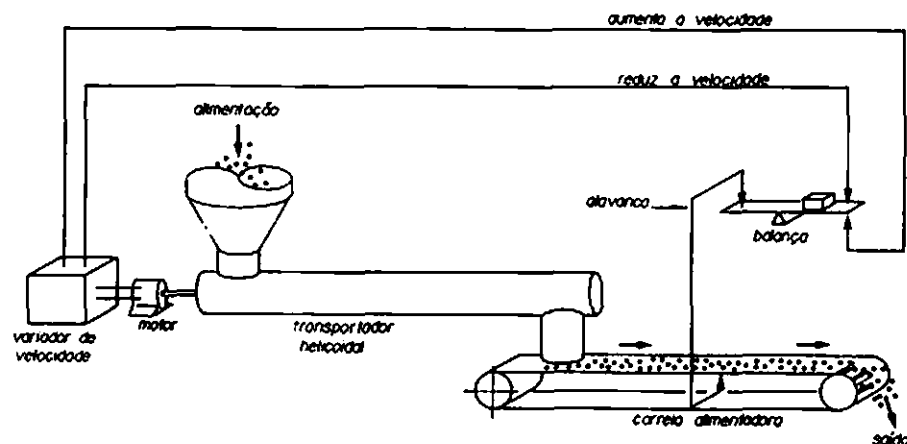



Fig. IV.35 – Alimentador gravimétrico de correia dosadora.

O princípio básico é a fluidização do sólido* com um fluido que geralmente é o ar ou um gás inerte. A mistura sólido-fluido assim formada escoa pelo interior dos dutos do sistema. A diferença entre o transporte pneumático e a fluidização em batelada, ou seja, entre os sistemas de baixa e alta densidade, reside principalmente no equipamento de movimentação do gás, que é um ventilador centrífugao ou compressor, no caso do transporte pneumático, ou um soprador de deslocamento positivo ou compressor reciprocante, no caso da fluidização em batelada.

Há dois sistemas em uso: *direto*, quando o sólido passa através do ventilador, e *indireto*, quando o ventilador provoca o escoamento do gás de transporte, mas o sólido não passa pelo ventilador. O sistema direto é o mais utilizado, por ser um pouco mais simples, mas não se aplica quando o sólido pode danificar o ventilador ou sofrer, ele próprio, quebra ou desgaste excessivos.

A figura IV-36a mostra um *sistema direto*. Vários dispositivos de carga e descarga podem ser utilizados. Para carregar o sólido usam-se: saída direta do silo, válvula rotativa, alimentador helicoidal ou tanque de sopragem (fig. 36b). Para descarregar: ciclones ou filtros de mangas, se o sólido fôr muito fino, ou simplesmente o próprio silo, uma câmara gravitacional ou uma simples chicana, no caso de sólidos grosseiros. A descarga pode ser múltipla, em pontos intermediários, ou no fim do duto, através de uma saída movel múltipla. (fig. IV-26c).

Um *sistema indireto* deverá ser utilizado sempre que o sólido puder danificar o ventilador. A figura IV-37 mostra três sistemas indiretos:

---

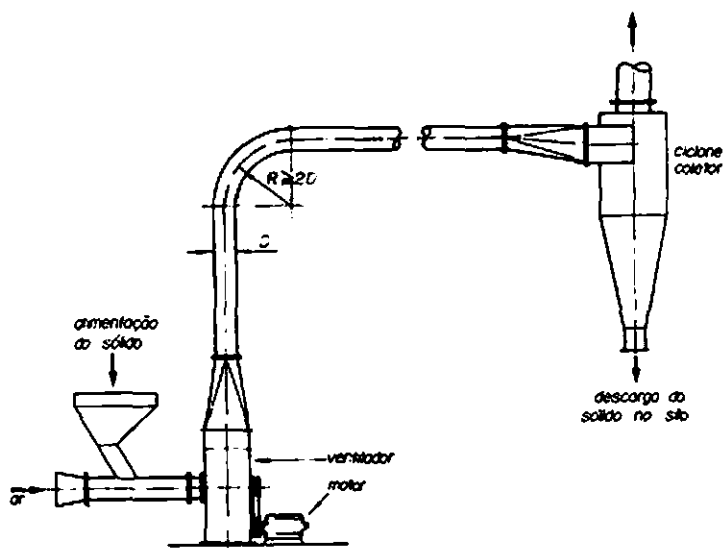
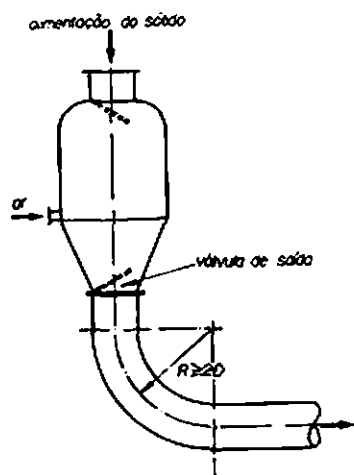
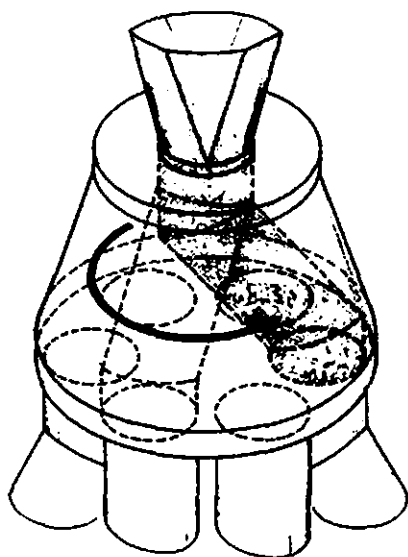
* Ver cap. VII – Fluidização de sólidos.

a) Alimentação direta do silo.

b) Alimentação com tanque de sopragem.

c) Descarga múltipla.

Fig. IV.36 – Sistema direto de transporte pneumático.

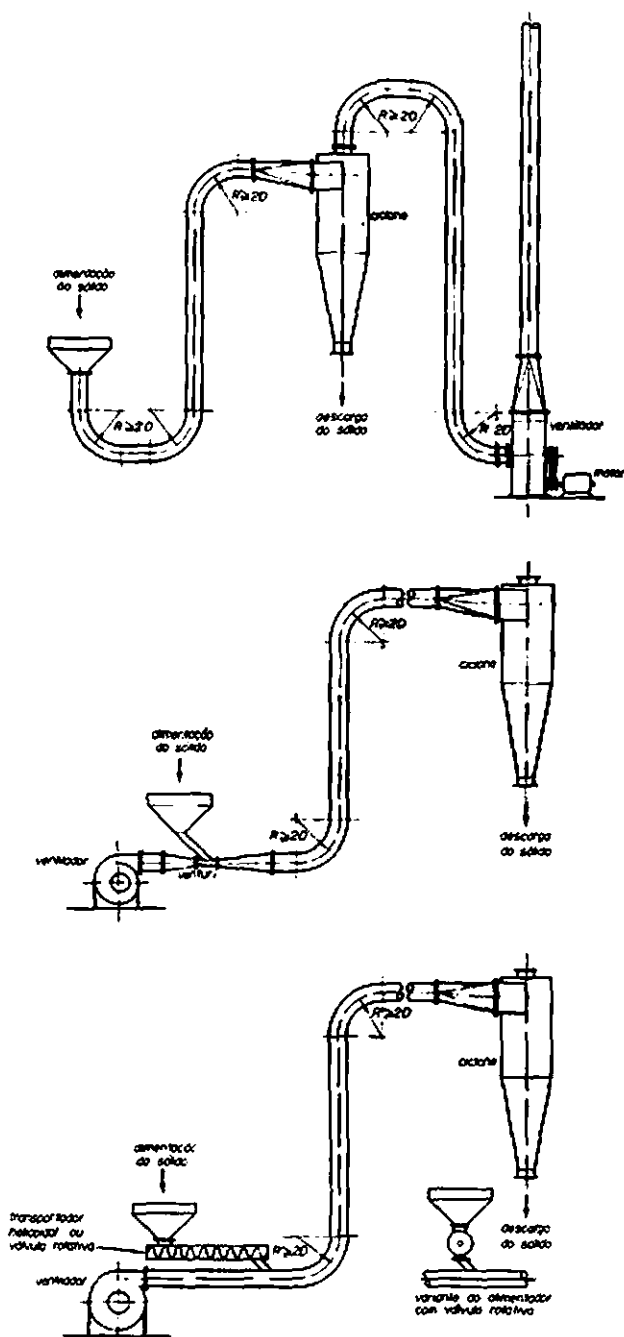



Fig. IV.37 – Sistemas indiretos
a. por exaustão
b. sistema venturi
c. com alimentador helicoidal.

a) Com *ventilador para exaustão* colocado no fim do sistema. Uma vantagem deste sistema é a de que, além de transportar o sólido, ainda é possível classificá-lo, mediante o emprego de diversos ciclones em série. O desgaste do ventilador é praticamente eliminado.

b) Com um *venturi* que provoca a aspiração do sólido na garganta, onde a pressão é menor do que a externa. Neste caso o ventilador fica instalado antes da alimentação do sólido. A velocidade na garganta deve ser suficientemente alta para provocar a depressão na garaganta e ao mesmo tempo, vencer a resistência do resto do sistema. Porisso eles são aplicáveis para distâncias moderadas.

c) Com alimentação do sólido por meio de um *alimentador helicoidal, válvula rotativa* ou *tanque de sopragem.* Também neste caso, o ventilador está antes da alimentação do sólido. A alimentação deve ser controlada para evitar entupimento do duto de transporte.

Um sistema variante de transporte pneumático consiste em *fluidizar* o sólido no interior de um duto inclinado de secção retangular e com fundo poroso em baixo do qual é insuflado o ar de fluidização. O sólido fino fluidizado desce por gravidade pelo duto (fig. IV-38).

Dimensionamento

O projeto de um transportador pneumático requer a especificação da capacidade de transporte C (t/h), da densidade $\rho(t/m^3)$ e granulometria D_p do sólido (mm) e do layout do sistema de transporte mostrando todas as curvas, válvulas e equipamentos de coleta. Os parâmetros calculados são o diâmetro do transportador D(mm), a vazão $Q(m^3/h)$ do gás de transporte, a perda de carga total $\Delta P(kg/m^2)$ do sistema e a potência P(HP) do ventilador ou soprador. Dois roteiros de projeto serão apresentados, ambos semi-empíricos.

a) Primeiro roteiro

Envolve as etapas descritas adiante. A nomenclatura é a seguinte:

V = velocidade de transporte (m/s)
ρ = densidade aparente do sólido (t/m^3)
D_p = diâmetro das partículas (mm)
D = diâmetro interno do duto (mm)
Q = vazão do ar de transporte (m^3/s)
X = relação de sólidos em peso (kg de sólidos/kg de ar)
F = fator de projeto (proporcional à perda de carga por metro de duto)
L = comprimento do duto
L_e = comprimento equivalente das conexões
L_t = comprimento total = $L + L_e$
ΔP = perda de carga total (kg/cm^2)
P = potência do ventilador ou soprador (HP)

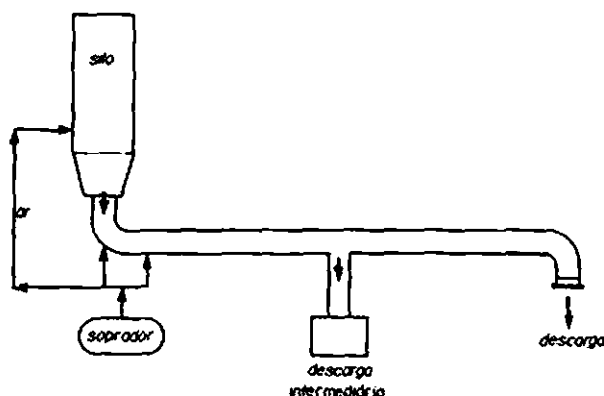
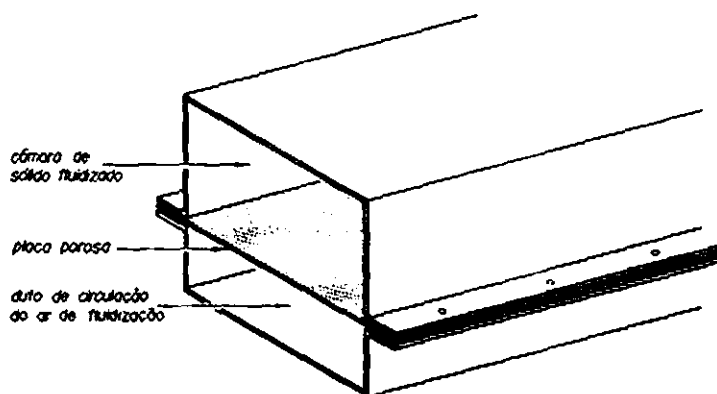



Fig. IV.38 – Transporte por fluidização.

a.1) *Velocidade de transporte*

Pode-se utilizar a correlação aproximada obtida a partir dos dados de uma tabela fornecida pela Flotronics[23] e que fornece V em função da densidade aparente ρ:

$$V = 37\sqrt{\rho} \quad (015 \leqslant \rho \leqslant 2 \text{ t/m}^3)$$

Dalla Valle[24] apresenta expressões que levam em conta a densidade e o diâmetro D_p das partículas (variando entre 1 e 5 mm). As velocidades obtidas com estas expressões são bem inferiores às fornecidas pela correlação anterior e às da tabela IV-20, talvez pelo pequeno tamanho das partículas empregadas. Adaptadas para o sistema métrico estas expressões ficam como segue:

$$V_h = 8{,}45 \, \frac{\rho}{\rho + 1} \, D_p^{0,4}$$

$$V_v = 1{,}07\, D_p^{0{,}2}\, V_h$$

V_h = velocidade requerida para transportar o sólido na horizontal (m/s)
V_v = velocidade necessária para o transporte na vertical
D_p = diâmetro das partículas (mm)

A tabela IV-20[25,26] fornece valores típicos para diferentes materiais.

Tabela IV-20

Material	V (m/s)
Algodão	22,9
Areia	35,6
Areia de jato	20,3
Borracha em pó	22,9
Café em grãos	17,8
Calcáreo moído	25,4
Carvão fino	20,3
Cereais em grãos	28,4
Cimento	35,6
Cortiça	15,2
Lã	20,3
Papel	25,4
Poeiras metálicas	9,1
Pó de chumbo	22,4
Pós de fundição	22,9
Raspas de metal	25,4
Serragem seca	15,2
Trigo	29,5

a.2) *Diâmetro do duto*

Admite-se inicialmente um diâmetro interno D para o duto e que pareça adequado para a capacidade do sistema. Se os cálculos posteriores vierem a demonstrar que o valor escolhido não foi satisfatório, um outro poderá ser adotado e os cálculos deverão ser repetidos.

a.3) Calcula-se o *comprimento total do sistema*, que é a soma do comprimento geométrico do transportador com os comprimentos equivalentes às curvas e demais conexões. Estes últimos dependem do diâmetro do duto escolhido. Alguns valores são apresentados na tabela IV-21, juntamente com perdas típicas em equipamentos de coleta do sólido transportado. Seguindo a prática recomendada, os valores da literatura[27] já foram multiplicados por dois por se tratar de ar com sólidos em suspensão.

Tabela IV-21
Curvas

D (mm)	L_e = comprimento equivalente (m)	
	$R = 2D$	$R = 3D$
50	1,4	1,4
100	2,6	2,6
125	3,6	3,0
150	4,4	3,6
175	5,4	4,4
200	6,2	5,0
250	8,6	6,6
300	10,4	8,6
400	14,0	12,0

R = raio de curvatura médio da curva
D = diâmetro do duto (v. Fig. VI-36 e IV-37)

Equipamentos de coleta (perdas em mm *CA**)

Câmara gravitacional	20 a 40
Ciclone comum	30 a 60
Ciclone de alta eficiência	70 a 150
Câmaras de impactação	40 a 100
Filtros de tecido	80 a 150

a.4) *Vazão e concentração de sólido*

No abaco I da fig. IV-39, unindo V (na primeira escala) com D (na segunda) tira-se a vazão Q na terceira escala. Pode-se também calcular diretamente pela expressão aproximada:

$$Q = \frac{VD^2}{1{,}27 \times 10^6}$$

Unindo Q e C no abaco II determina-se a relação de sólidos em peso X. Se esta relação resultar maior do que 15, deve-se admitir um diâmetro maior. Para ar a 20°C e 1 atm pode-se calcular X pela expressão:

$$X = \frac{C}{4{,}29\,Q}$$

a.5) *Perda de carga*

Com D e Q acha-se o fator F no abaco III. Entra-se com este fator F e o comprimento total L_t no abaco IV, chegando-se a um ponto na linha de referência. Unindo este ponto com X obtém-se a perda de carga ΔP. Se o resultado exceder 0,7 kg/cm^2, deve-se admitir um diâmetro maior e repetir os cálculos. Quando um valor menor do que 0,7 kg/cm^2 fôr obtido, passa-se para o abaco V.

* Milímetros de coluna de água.

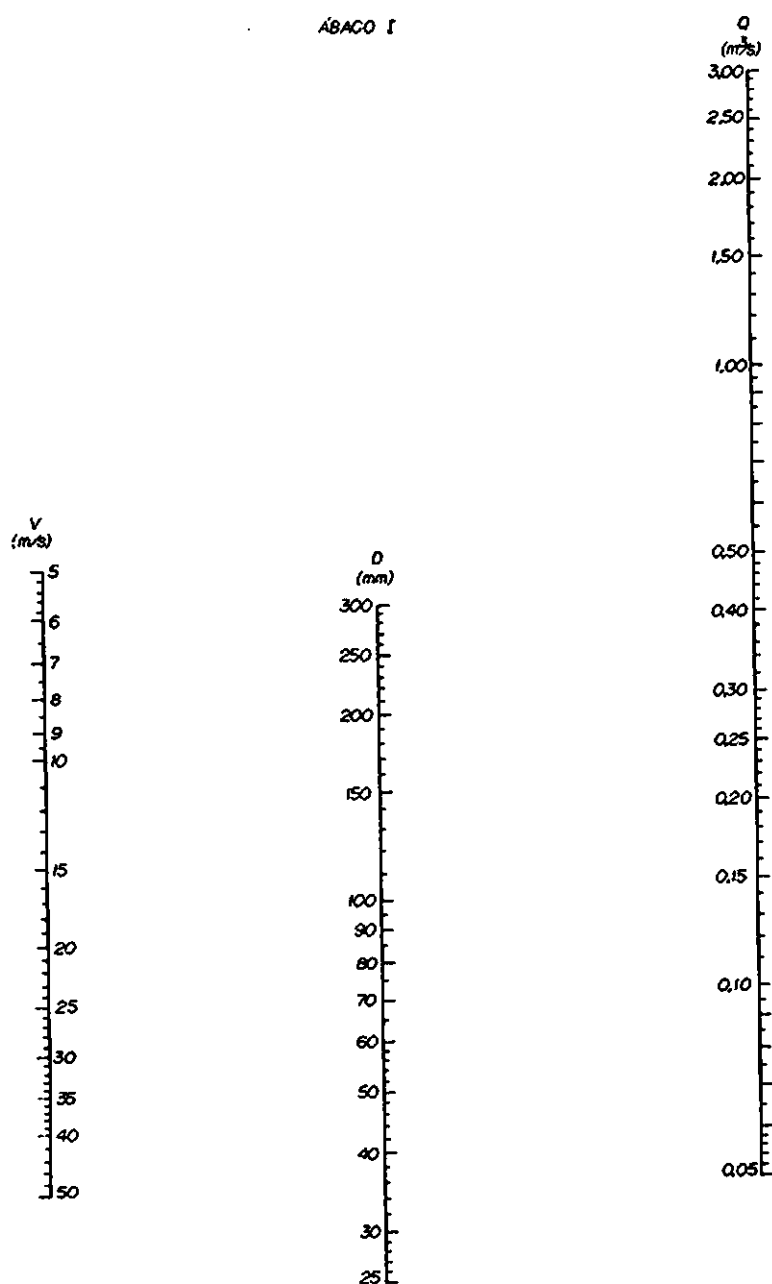



Fig. IV.39 – Ábaco I.

Fig. IV.39 – Ábaco II.

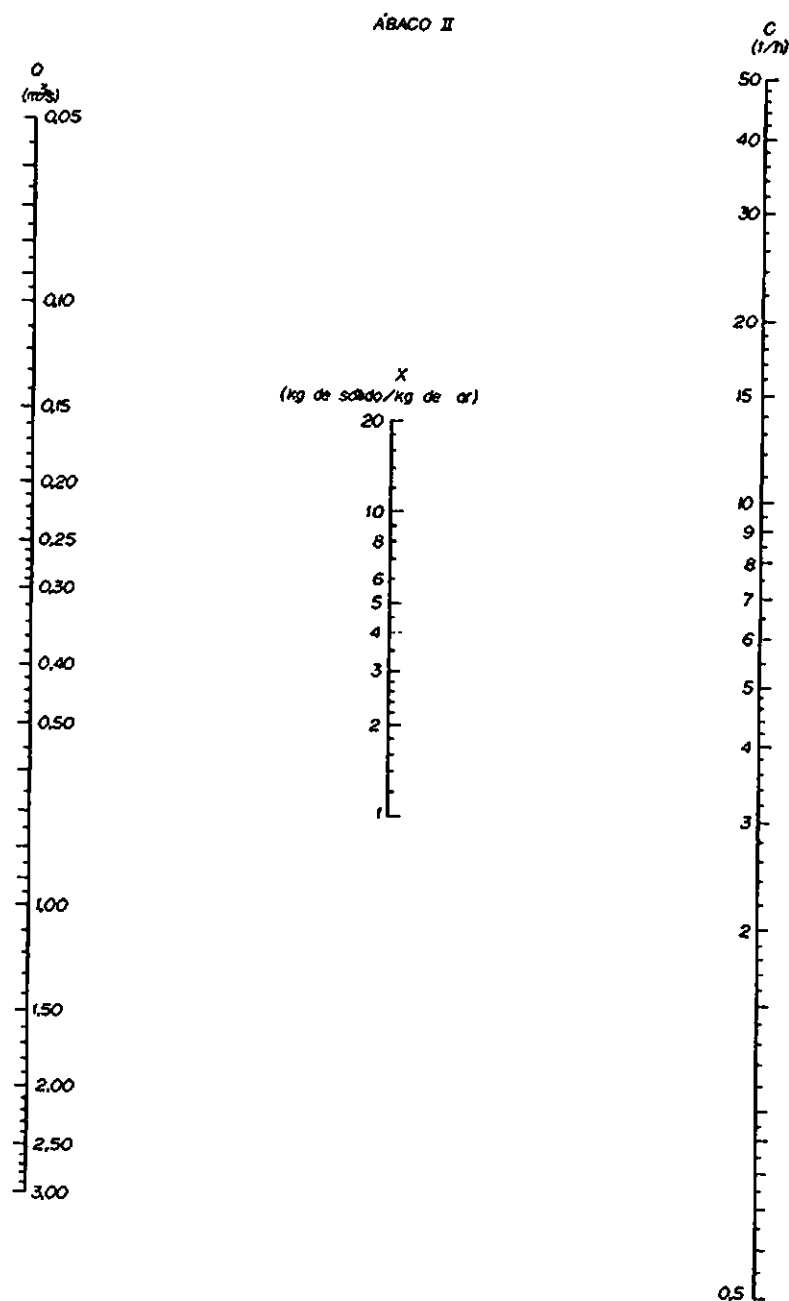
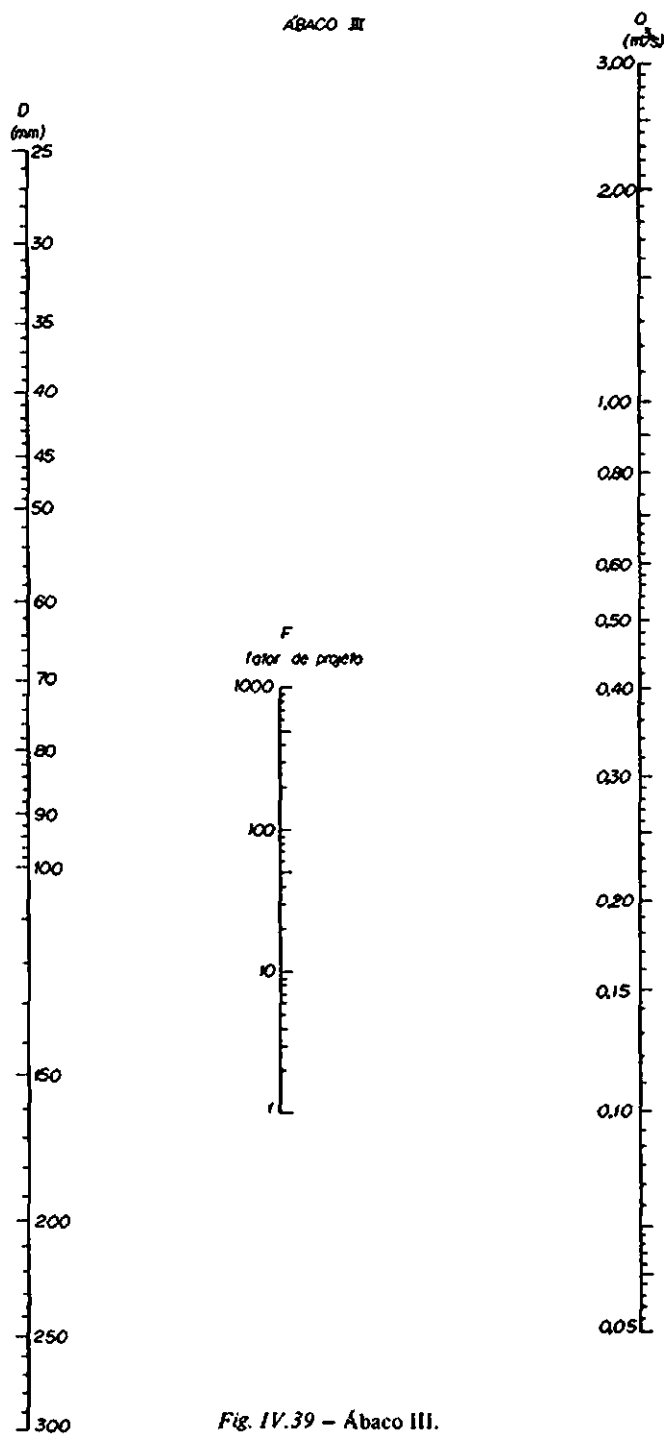



Fig. IV.39 – Ábaco III.

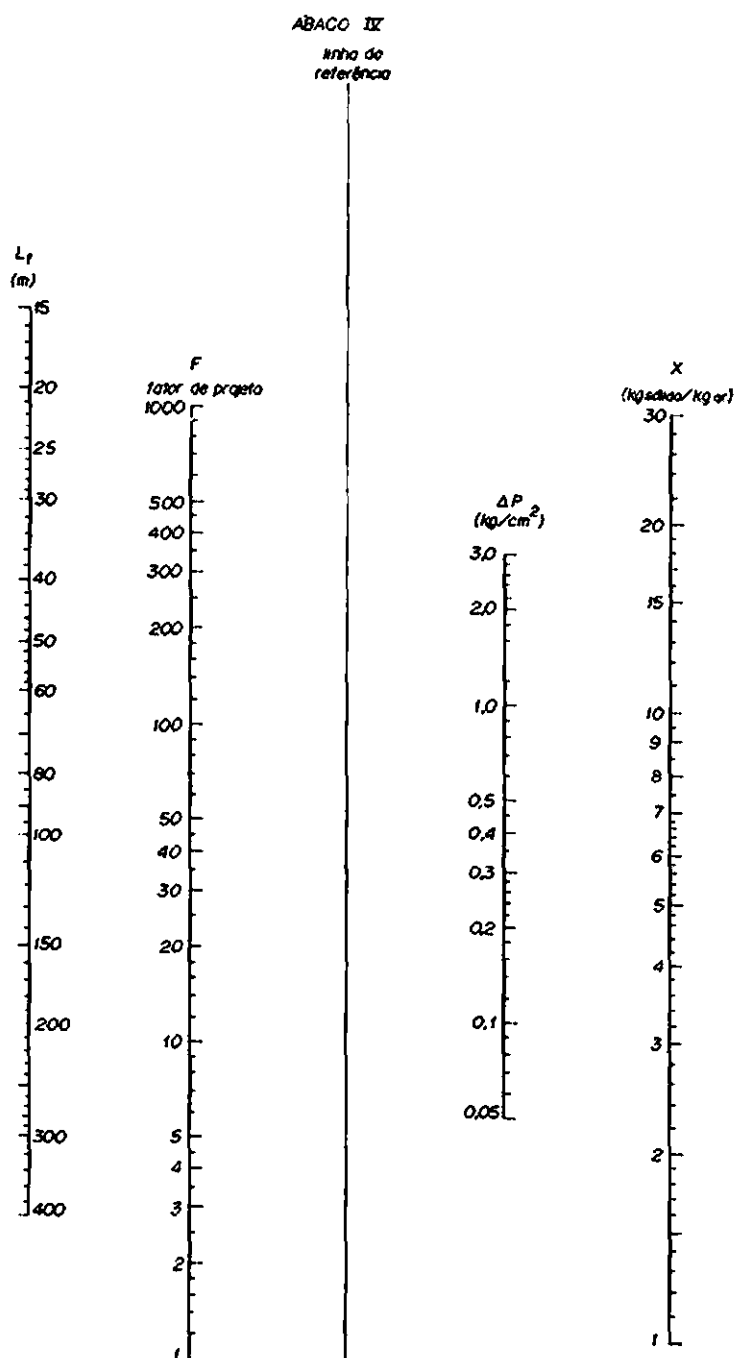



Fig. IV. 39 – Ábaco IV.

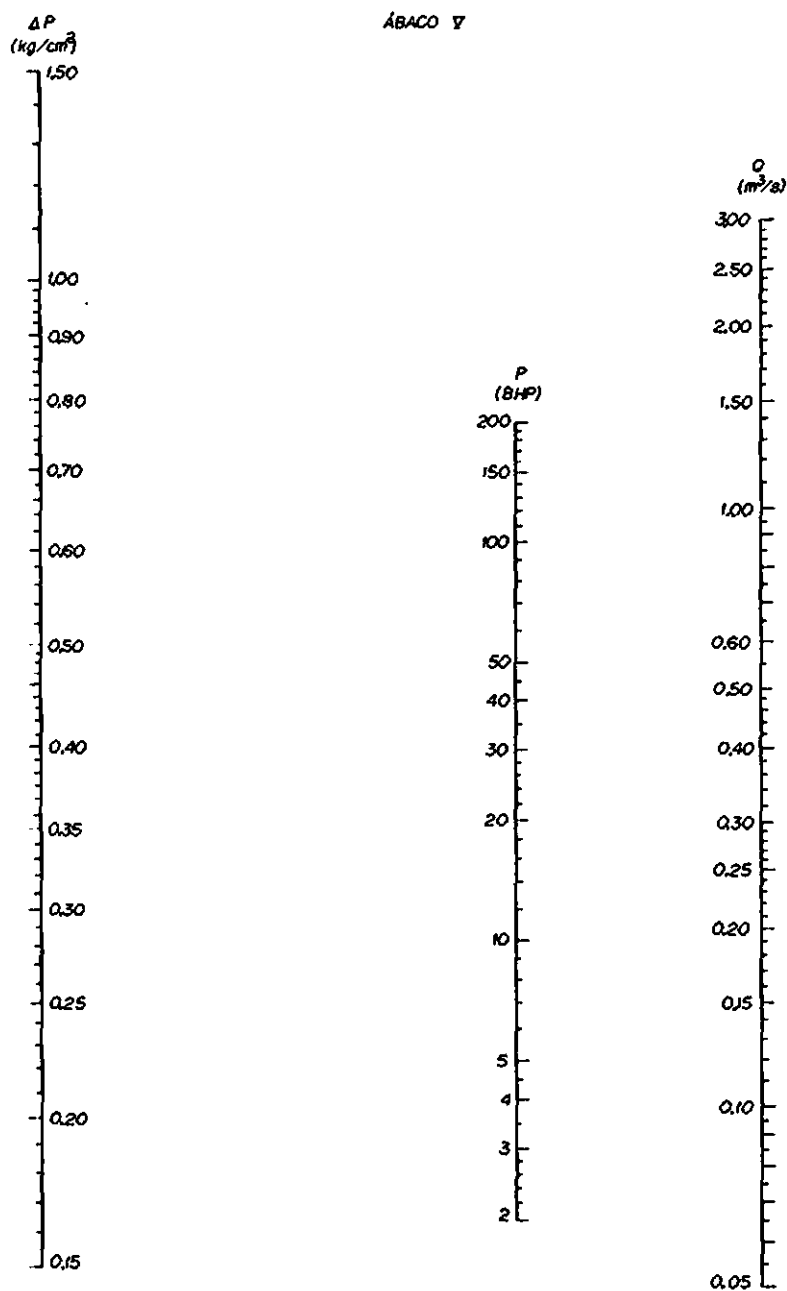



Fig. IV.39 – Ábaco V.

a.6) *Potência do soprador*

Com Q e ΔP no abaco V calcula-se a potência P requerida no eixo do soprador. Para Q em m^3/s e ΔP em kg/cm^2 pode-se calcular diretamente P em HP pela expressão:

$$P = \frac{131{,}5\, Q\, \Delta P}{\eta}$$

onde η é o rendimento do soprador selecionado. Valores típicos são os seguintes: compressores reciprocantes, 76%; compressores de paletas deslizantes, 67%; sopradores de deslocamento positivo tipo lóbulo, 65%; sopradores de deslocamento positivo helicoidais, 70%; ventiladores com pás radiais, 64%. O abaco V foi feito com um rendimento de 70%. A relação é:

$$P = 188\, Q\, \Delta P$$

Para Q em CFM e ΔP em psi utiliza-se:

$$P = \frac{Q\, \Delta P}{229{,}2\, \eta}$$

b) Segundo roteiro de cálculo (*)

Nomenclatura:

V = velocidade de transporte (m/s)
V_f = velocidade de flutuação do sólido (m/s)
V_g = velocidade na garganta do venturi (m/s)
V_m = velocidade do material (m/s)
ρ_s = densidade do sólido (t/m^3)
ρ = densidade aparente do material (t/m^3)
D_p = diâmetro das partículas (mm)
C = capacidade do sistema (t/h)
c = capacidade por unidade de área de duto ($t/h.m^2$)
ΔP = perda de carga por atrito nos dutos do transportador (mm CA)
ΔP_a = perda de carga por aceleração nos trechos horizontais (mm CA)
ΔP_e = perda de carga nos equipamentos (mm CA)
$\frac{\Delta P}{L}$ = perda de carga por unidade de comprimento, para escoamento de ar pelo transportador (mm CA/m)
X = fração em pêso de sólido transportado (kg sólidos/kg ar)
L_h = comprimento total dos trechos horizontais (m)

(*) Adaptado de Fan Engineering[21] com todas as expressões modificadas para unidades métricas. Os gráficos do trabalho original serviram para obter correlações aproximadas de uso mais fácil com as atuais calculadoras eletrônicas.

L_v = comprimento total dos trechos verticais (m)
L_e = comprimento equivalente das curvas, válvulas e demais conexões (m)
L_t = comprimento total = $L_h + 2L_v + L_e$
φ = fator de redução da perda de carga por aceleração.

b.1) *Velocidade de transporte*

Segundo este processo de cálculo a velocidade do fluido de transporte deve em geral variar nos diversos trechos horizontais e verticais do transportador. Todavia, em sistemas de pequeno porte ou com trechos verticais curtos, costuma-se utilizar uma velocidade única para todo o sistema. A *velocidade de flutuação* do sólido num trecho vertical, baseada na área da seção transversal da partícula perpendicular à direção de escoamento, vem dada pela expressão

$$V_f = 3{,}28\sqrt{\rho_s D_p}$$

Esta expressão vale para partículas cúbicas. Esferas requerem maior velocidade para flutuar. Partículas laminares são mais fáceis de flutuar, porém se houver separação, a velocidade requerida para fazê-las flutuar novamente é bem maior. Por esta razão, a velocidade de transporte deverá ser consideravelmente maior do que a velocidade de flutuação. É óbvio que a *velocidade de transporte* deverá ser a soma da velocidade de flutuação com a velocidade do material, que pode ser admitida proporcional à raiz quadrada da densidade aparente (ρ). A expressão recomendada é a seguinte:

$$V_m = 23{,}4\sqrt{\rho}$$

Como a densidade aparente é mais fácil de conhecer do que a densidade real do sólido, será interessante substituir ρ_s em função de ρ na expressão de V_f, utilizando a seguinte aproximação:

$$\rho_s = 1{,}47\,\rho^{2/3}$$

Resulta $$V_f = 4{,}11\sqrt[3]{\rho}\cdot\sqrt{D_p}$$

e finalmente $$V = 4{,}11\sqrt[3]{\rho}\,\sqrt{D_p} + 23{,}4\sqrt{\rho}$$

Para materiais cujos valores de ρ e D_p sejam difíceis de obter ou não estejam disponíveis, recomenda-se utilizar as velocidades da tabela IV-20. Sempre que possível, é mais econômico usar velocidades menores e concentrações mais elevadas de sólidos durante o transporte.

b.2) *Diâmetro do transportador*

O trabalho original apresenta sob a forma gráfica a capacidade recomendada por unidade de área (c) em função da velocidade de transporte V. Esta correlação pode ser convenientemente representada pela seguinte expressão com coeficientes arredondados e que fornece c com erro inferior a 4%:

$$c = 0{,}14\,V^{1{,}95}\ (\text{t/h}\cdot\text{m}^2)$$

A partir deste valor e da capacidade C (t/h) especificada calcula-se a secção transversal do duto, em m²:

$$S = \frac{C}{c}$$

O diâmetro em m será:

$$D = \sqrt{\frac{4S}{\pi}}$$

Substituindo S e c das anteriores e convertendo as unidades, resulta, para D em mm:

$$\bullet\ D = 3016\ \frac{\sqrt{C}}{V^{0,98}}$$

b.3) *Perda de carga*

A perda de carga *por atrito*, por unidade de comprimento, $\frac{\Delta P}{L}$ (mm CA/m), para escoamento de ar num duto de diâmetro D (mm) à velocidade V(m/s) pode ser calculada por meio da seguinte equação empírica obtida a partir de uma figura preparada por Wright[29,30]:

$$\frac{\Delta P}{L} = 6,52\ \frac{V^{1,8}}{D^{1,22}}$$

Uma vez que os dutos utilizados nos transportadores pneumáticos são mais lisos e têm menos juntas do que os comumente empregados para aquecimento e ventilação, pode-se multiplicar esta perda de carga por 0,9, obtendo ainda um resultado conservativo:

$$\frac{\Delta P}{L} = 5,87\ \frac{V^{1,8}}{D^{1,22}}$$

Havendo sólidos em suspensão, a perda de carga será maior. Para os *trechos horizontais* deve-se multiplicar o resultado acima por um fator F dado pela expressão[30]:

$$F = \frac{X}{K} + 1$$

onde K depende da velocidade e, em menor escala, do tamanho e forma da partícula. O trabalho original recomenda adotar $K = 3,5$ para todas as velocidades normalmente utilizadas em transporte pneumático. Combinando com a anterior, resulta:

$$\frac{\Delta P}{L} = 1,68\,(X + 3,5)\ \frac{V^{1,8}}{D^{1,22}} \qquad \text{(mm/m)}$$

Como indicamos no primeiro roteiro, o valor de S é dado por $X = \dfrac{C}{4{,}29\,Q}$. Para os *trechos verticais* a perda de carga poderá ser adotada como sendo o dobro da perda para um trecho horizontal de mesmo comprimento e com a mesma concentração de sólidos. Isto inclui a re-aceleração até a velocidade normal no trecho horizontal a jusante. Para efeito de cálculo pode-se utilizar a mesma equação anterior, porém o comprimento dos trechos verticais deverá ser multiplicado por dois.

A *perda de carga total por atrito* deverá ser calculada com o comprimento total L_t, que *é a soma dos comprimentos dos trechos horizontais* L_h, o dobro do comprimento dos trechos verticais L_v e mais o comprimento equivalente às curvas e conexões L_e:

$$L_t = L_h + 2L_v + L_e$$

A *perda de carga por aceleração* do material nos trechos horizontais terá que ser computada sempre que a alimentação seja feita após o ventilador. Se fôr nas imediações da boca de aspiração do ventilador, será menor do que o valor medido experimentalmente por Gaterstädt[31] e que pode ser representado pela expressão

$$\Delta P_a = 2{,}25\,X\,P_v$$

P_v = pressão de velocidade $= \left(\dfrac{V}{4{,}043}\right)^2$ mm CA, para ar ambiente.

Uma vez que esta perda não existe se o sólido fôr alimentado após o ventilador, convém multiplicar este valor por um fator de redução φ, que será igual a 1,0, se o sólido fôr alimentado depois do ventilador, e menor do que 1,0, se o material passar pelo ventilador. Se a alimentação fôr feita nas imediações da boca de aspiração, usa-se $\varphi = 0$. O trabalho original recomenda, como regra prática, utilizar $\varphi = 0{,}5$ se o ponto de alimentação estiver localizado um pouco a montante da boca de aspiração.

A *perda de carga total* é a soma de todas as perdas por atrito, por aceleração e nos demais equipamentos do sistema (silos, câmaras de poeira, ciclones, filtros, venturi, entradas e saídas de ar). Fazendo todos os cálculos e multiplicando por 10^{-4} para obter o resultado em kg/cm², resulta finalmente:

$$\Delta P_t = [1{,}68\,L_t\,(X + 3{,}5)\,\frac{V^{1,8}}{D^{1,22}} + 0{,}138\,\varphi X V^2 + \Delta P_e]\,10^{-4}$$

b.4) *Potência requerida*

A potência necessária para realizar o transporte quando o exaustor aspira no final do transportador ou sopra através de um sistema alimentado com venturi ou alimentador helicoidal é

$$P = 131{,}51\,Q\,\Delta P$$

Se o sólido passar pelo ventilador, terá que haver um acréscimo devido à aceleração das partículas pelas paletas do ventilador. Este aumento poderá chegar a 25%. O valor obtido deverá ser dividido pelo rendimento do ventilador selecionado.

b.5) *Alimentação com venturi*

Para que haja aspiração do sólido, a pressão estática na garganta deverá ser igual ou menor do que zero. Se admitirmos uma recuperação de 2/3 da queda de pressão no venturi, então a pressão na garganta deverá ser 3/2 vezes a perda de carga no restante do sistema. Este valor, somado à perda de carga entre o ventilador e o venturi, dá a pressão total a ser vencida pelo ventilador.

Aplicação

Deseja-se transportar por meio de um sistema direto de transporte pneumático, 10 t/h de um sólido com densidade aparente 1,12 t/m³ e partículas de 2,5 mm de diâmetro. Há 46 m de dutos horizontais, 3,4 m de verticais e três cotovelos na entrada do ventilador, além do cotovelo de alimentação. O sólido é coletado num ciclone comum. Dimensionar o transportador.

Solução

Velocidade de transporte: $V = 4{,}11 \sqrt[3]{1{,}12}\sqrt{2{,}5} + 23{,}4\sqrt{1{,}12} = 31{,}5$ m/s

Diâmetro do duto: $D = 3016 \dfrac{\sqrt{10}}{(31{,}5)^{0{,}98}} = 324$ mm

Perda de carga: $L_t = 46 + 2\,(3{,}4) + 4\,(10{,}4) = 94{,}4$ m

$$Q = \frac{\pi\,(0{,}324)^2}{4}\;31{,}51 = 2{,}60\ \text{m}^3/\text{s}$$

$$X = \frac{10}{4{,}29(2{,}60)} = 0{,}897\ \text{kg sólido/kg ar}$$

$$\Delta P_e = 60\ \text{mm CA (tabela IV-21)}$$

$$\varphi = 0{,}5$$

$$\Delta P_t = \left[1{,}68\,(94{,}4)\,(0{,}897 + 3{,}5)\,\frac{(31{,}5)^{1{,}8}}{(324)^{1{,}22}} + 0{,}138\,(0{,}5),(31{,}5)^2 + 60\right]10^{-4}$$

$$\Delta P_t = 0{,}0429\ \text{kg/cm}^2\ (429\ \text{mm CA})$$

Potência requerida: $P = 151{,}51\,(2{,}6)\,(0{,}0429) = 14{,}7$ HP

Em se tratando de sistema direto, deve-se prever 25% a mais:

$$P = 18\ \text{HP}$$

Supondo que o ventilador selecionado tenha um rendimento de 70%,

$$BHP = \frac{18}{0{,}7} = 26$$

Aplicação

Um transportador pneumático do tipo venturi deverá ter capacidade para 3 t/h de material de densidade 0,64 t/m³ e partículas de 7,6 mm de diâmetro. Os trechos horizontais medem 12,2 m e, os verticais, 2,4 m, havendo dois cotovelos no sistema. A coleta será feita com uma câmara gravitacional. Projetar o sistema.

Solução

$$V = 4{,}11\ \sqrt[3]{0{,}64}\ \sqrt{7{,}6} + 23{,}4\ \sqrt{0{,}64} = 28{,}5\ \text{m/s}$$

$$D = 3016\ \frac{\sqrt{3}}{(28{,}5)^{0{,}98}} = 196\ \text{mm}$$

$$Q = \frac{\pi(0{,}196)^2}{4}\ 28{,}5 = 0{,}86\ \text{m}^3/\text{s}$$

$$X = \frac{.\ 3}{4{,}29\ (0{,}86)} = 0{,}81\ \text{kg/kg}$$

$$L_t = 12{,}2 + 2\ (7{,}6) + 2\ (6{,}2) = 39{,}8\ \text{m}$$

$$\Delta P_e = 40\ \text{mm}$$

$$\Delta P_t = \left[1{,}68\ (39{,}8)\ (0{,}81 + 3{,}5)\ \frac{(28{,}5)^{1{,}8}}{(196)^{1{,}22}} + 40\right] 10^{-4} = 0{,}023\ \text{kg/cm}^2 \quad \text{ou} \quad 231\ \text{mm}$$

Esta deverá ser a pressão a juzante do venturi. A pressão na garganta do venturi deverá ser 3/2 deste valor, mais uma altura de velocidade, ou seja,

$$\frac{3}{2}\ (231) + \left(\frac{28{,}5}{4{,}043}\right)^2 = 396\ \text{mm}$$

Isto corresponde a uma velocidade V_g na garganta, *tal* que

$$396 = \left(\frac{V_g}{4{,}043}\right)^2$$

$$V_g = 80{,}5\ \text{m/s}$$

Área da garganta: $S_g = \dfrac{0{,}86}{80{,}5} = 0{,}0107\ \text{m}^2$

Diâmetro da garganta: $D_g = 117\ \text{mm}$

A perda de carga entre a garganta do venturi e o ventilador não será maior do que 10% da pressão na garganta e, se a construção fôr boa, não será mais do que 5% maior. Portanto, a pressão *total na saída do ventilador será:*

$$\frac{396}{0{,}95} = 417\ \text{mm} = 0{,}0417\ \text{kg/cm}^2$$

Potência requerida: $P = 131{,}51\ (0{,}86)\ (0{,}0417) = 4{,}7\ \text{HP}$

Supondo rendimento de 70% : 6,7 BHP

QUESTÕES PROPOSTAS

IV.1. Em cada uma das situações adiante descritas recomende o transportador que você julga mais apropriado e justifique rapidamente.

a) *100 t/h de escórias de alto forno, distância 20m no plano.*
b) 200 t/h de cimento moído, 50m no plano.
c) 5 t/h de sal moído, elevação 2m, distância 100m.
d) 15 t/h de cereais, desnível 10m, distância 5m.
e) 80 t/h de cavacos de madeira, desnível 15m, distância 100m.

IV.2. 60 000 t/ano de carvão fino devem ser transportadas por um transportador de correias de 400m de comprimento. A descarga deve ser *feita com um tripper.* Dimensione o transportador e indique a potência. Considere que o transportador funcionará 1200 h/ano.

IV.3. Numa indústria deve-se transportar 50 t/h de um minério a 6m de altura e 25m de distância. Nos depósitos superiores o material será descarregado e uma parte deve ser levada a uma distância de 40m, à razão de 20 t/h. Escolha, em cada caso, o transportador mais econômico e justifique a escolha.

IV.4. Deseja-se transportar pedregulho à razão de 15 t/h, a 5m de distância e 12m de altura. Indique o transportador mais aconselhável para esse fim, fazendo uma avaliação do consumo de energia.

IV.5. Qual é o melhor transportador para levar 10 t/h de coque a 8m de distância na horizontal? Avalie o consumo de energia e dê as medidas e condições de operação do equipamento.

IV.6. Determinado reagente sólido pulverulento e aderente é alimentado à razão de 1800 kg/h a um equipamento de processo. A distância entre o depósito e o equipamento é 3m. O desnível é 1,50m. Dimensione o alimentador. A densidade do reagente é 1,5 t/m³.

IV.7. Dimensione um transportador de calha para uma capacidade de 30 t/h, sendo a elevação de 18m e a distância horizontal de transporte, 12m. O material é um minério com densidade 1,92 t/m³. Calcule a potência consumida e explique o motivo de não se empregar transportador de correia, de canecas ou helicoidal.

IV.8. Dimensione e calcule a potência consumida por um transportador helicoidal destinado a alimentar, num determinado equipamento industrial, 3 t/h de um reagente sólido pulverulento. A distância horizontal é 5m e o desnível, 2m. É dada a densidade do ragente, 1,8 t/m³.

IV.9. Deseja-se transportar 20 t/h de um material sólido por meio de um sistema direto de transporte pneumático. Há 180 m de tubo horizontal e 25 de tubo vertical; prever cinco cotovelos, além do cotovelo de alimentação. O separador descarrega num ciclone. O material a ser transportado tem densidade 1,4 t/m³ e apresenta partículas de diâmetro médio 8 mm. Projete a instalação e dê o consumo de energia.

IV.10. Deseja-se saber qual é o transportador mais econômico para transportar 50 t/h de minério de ferro a 50m de distância e com um desnível de 3m. Compare os diversos tipos que poderiam ser empregados, dê as medidas principais e o consumo de potência. Faça a sua recomendação.

Dados

Preços aproximados de transportadores para sólidos (10³ Cr$)

(Para obter o preço instalado multiplique os valores por 1,43)

Transportadores de correias

ℓ	3m	30m	300m
18"	900	3000	26000
24"	1000	3700	33000
30"	1200	4200	40000
36"	1400	5000	45000

Helicoidais

ℓ	3m	30m
6"	300	1500
12"	420	2200
20"	700	4000

Calhas

C	dimensões	10m	30m
14 t/h	6 x 4 x 4 1/4"	900	1900
84 t/h	12 x 7 x 7 1/4"	1300	2800

IV.11. Deseja-se transportar 13 t/h de um material por meio de um transportador pneumático do tipo Venturi. A distância de transporte, contada na horizontal, é de 40m e, a elevação, 18m. A aparelhagem inclui quatro cotovelos. O peso específico aparente do material a transportar é igual a 0,92 t/m^3 e as partículas apresentam um diâmetro médio de 10mm. Dimensione o sistema de transporte e forneça os dados para a escolha do ventilador apropriado. A descarga é feita numa câmara gravitacional.

IV.12. Ar a 20°C deve ser alimentado na entrada de um tubo horizontal de 3" Schedule 40, à pressão manométrica de 2 atm. A velocidade de entrada é de 20 m/s. Partículas arredondadas de sílica, de diâmetro médio 60 mesh Tyler, são dispersas na corrente gasosa um pouco antes da entrada do tubo, na proporção de 4:1 em peso. A densidade da areia é 2,68 g/cm^3 e o tubo tem 35m de comprimento. Calcular a perda de carga no tubo.

IV.13. Deseja-se projetar um transportador pneumático com capacidade para 50 t/h de milho a 150m de distância medida na horizontal e com desnível de 20m. O duto incluirá 8 cotovelos e mais ciclone que causará uma perda aproximada de 200mm de C.A. Calcule o diâmetro do duto, a perda de carga total e a potência consumida.

IV.14. Calcule a capacidade de um transportador de calha com rastelos de 20 x 45cm funcionando à velocidade de 30 m/min transportando calcáreo em pedras de 10cm de diâmetro médio (as partículas maiores representam 15% do total). Qual é a potência consumida?

IV.15. Otimize um transportador pneumático para a seguinte especificação:

- capacidade: 30 t/h
- material: soja
- distância horizontal: 150m
- desnível: 12m
- diâmetro das partículas: 4mm
- conexão: 5 cotovelos de raio longo
- descarga: no silo
- sistema de alimentação: sucção com tubo flexível
- sistema direto
- custo do equipamento instalado = 1,43 vezes o custo do equipamento posto obra.

IV.16. Um carregamento de trigo deve ser transportado na horizontal através de um tubo de 6" de diâmetro até um silo a 200m de distância. A capacidade é de 10 t/h, com uma relação em peso sólido/ar igual a 10. Calcule a capacidade e a pressão necessária do ventilador.

São dados: densidade 1,28 t/m^3, diâmetro das partículas 0,158".

IV.17. Projete um transportador pneumático para 50 t/h de soja, com ar a 23°C, sendo as dimensões do transportador as seguintes: um trecho vertical de 8m, um segundo horizontal de 30m, uma descida de 4m e um último trecho horizontal de 10m. O transportador termina num ciclone que causa uma perda de carga de 250mm de coluna de água.

IV.18. Deduza a expressão $S = \dfrac{190\,C}{V\,\ell}$ para dimensionamento dos elevadores de escoamento contínuo.

IV.19. Projete um transportador pneumático para 7,3 t/h de pó de aciaria com as seguintes características:

Análise granulométrica

Tamanho (μ) :	< 5	5/10	10/20	20/40	40/60	60/80	> 80
% peso :	15	28	27	16	4	3	7
Esfericidade :	0,3						
Densidade :	4 t/m³ (3 a 6)						

O comprimento total dos trechos retos é de 40m; o transportador inclui ainda 6 cotovelos de 90º e um ciclone para a separação do pó. Calcule o diâmetro, a vazão do ventilador, sua pressão total e o consumo de energia. (Resp. 350mm de diâmetro, 169 m³/min, 56 kW).

IV.20. Um transportador pneumático deve ser projetado para transportar 80 t/h de soja a 60m de distância e com um desnível de 18m. O duto incluirá quatro cotovelos. Calcule o diâmetro do duto e as características do ventilador necessário.

IV.21. Dimensione um transportador helicoidal para transportar 30 t/h de carvão moído a uma distância de 25m na horizontal. Calcule o consumo de energia.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

(1) Raymus, G.J. e E.H. Steymann, em Perry, R.H. e C.H. Chilton: "Chemical Engineers' Handobook", 5ª ed., p. 7-3, McGraw-Hill-Kogakusha Ltd., 1973.

(2) Adaptada de Liddell, D.M.: "Handbook of Chemical Engineering", p. 81, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1922.

(3) Spivakovsky, A. e V. Dynachkov: "Conveyors and Related Equipment", p. 15, Peace Publishers, Moscow.

(4) Spivakovsky, loc. cit., p. 102.

(5) Adaptada de Liddell, loc. cit., p. 91.

(6) Badger, W.L. e J.T. Banchero: "Introduction to Chemical Engineering", p. 693, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1955.

(7) Adaptada de Strube, H.L.: *Chem. Eng.*, 61 (4): 195 (1954).

(8) Badger e Banchero, loc. cit., p. 695.

(9) Adaptada de Liddell, loc. cit., p. 92.

(10) Perry, J.H. (ed.): "Chemical Engineers' Handbook", 3ª ed., p. 1348, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1950.

(11) Adaptada de Liddell, loc. cit., p. 94.

(12) Adaptada de Liddell, loc. cit., p. 97.

(13) Adaptada de McCabe, W.L. e J.C. Smith: "Unit Operations of Chemical Engineering", p. 932, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1956.

(14) Adaptada de Liddell, loc. cit., p. 100.

(15) Perry, loc. cit., p. 1349.

(16) Olive, T.R.: *Chem. Eng.*, 59 (11): 163 (1952).

(17) Fábrica de Aço Paulista S.A.: "Manual de Transportadores Contínuos", 2ª ed., p. 1.12, São Paulo, 1978.

(18) Ibid, p. 1.25 e 1.26.

(19) Ibid., p. 5.09.

(20) Construída com dados da Revista *Transporte Moderno*, abril de 1963, p. 103, tabela IV e ref. (33).

(21) Fábrica de Aço Paulista S.A.: "Manual de Transportadores Contínuos", 2ª ed., p. 4.07, São Paulo, 1978.

(22) Construída com dados do "Manual de Operações Unitárias", R. Gomide, p. 14, Cenpro Ltda. – Editores, São Paulo, 1969.

(23) Flotronics Div., Allied Industries, Inc. em Perry e Chilton: "Chemical Engineers' Handbook", 5ª ed., p. 7-19, McGraw-Hill-Kogakusha Ltd., New York, 1973.
(24) Dalla Valle, em Hemeon, W.C.L.: "Plant and Process Ventilation", 2ª ed., p. 302, The Industrial Press, New York, 1963.
(25) Ibid., p. 304.
(26) Buffalo Forge Company: "Fan Engineering", 5ª ed., p. 615, Buffallo, N.Y., 1949.
(27) Mesquita, A.L.S., F.A. Guimarães e N. Nefussi: "Engenharia de Ventilação Industrial", p. 219, CETESB/Editora Edgard Blücher Ltda., São Paulo, 1977.
(28) Buffalo Forge Company, loc. cit., p. 610 e seguintes.
(29) American Conference of Governmental Industrial Hygienists: "Industrial Ventilation", 11ª ed., Metric Suplement, Lansing, Michigan, 1970.
(30) Wright, D.K.: "A New Friction Chart for Duct", *Heating, Piping and Air Conditioning* (novembro, 1945).
(31) Gasterstädt, M.: "Experimental Investigation of Pneumatic Conveying Process", *Zeitschrift des Vereines Deutscher Ingeinieure*, 68: 74 (1924).
(32) Colijn, H.: *Chem. Eng. Deskbook Issue*, 30 de outubro, 85 (24): 43 (1978).
(33) Colijn, H., loc. cit., p. 48.
(34) Conveyors Equipment Mfgs. Ass., *CEMA Book* 350, "Screw Conveyor", (1971).

CAPÍTULO 5

Peneiramento

Uma das tarefas mais frequentes do engenheiro químico é separar materiais. As impurezas devem ser separadas das materias primas e dos produtos, estes precisam ser separados dos sub-produtos, materiais valiosos são recuperados dos resíduos e assim uma enorme série de separações poderia ser enumerada.

As separações são de três classes gerais, segundo os princípios nos quais se baseiam:

separações mecânicas
separações físico-químicas
separações químicas

Uma das operações mecânicas de separação mais simples é o peneiramento. Devido à sua estreita relação com as operações que ora estamos considerando e que só envolvem fases sólidas, o peneiramento será apresentado separadamente das demais operações de separação, que serão objeto do volume III.

A OPERAÇÃO DE PENEIRAMENTO

A necessidade de separar sólidos prende-se a duas finalidades:

1ª) dividir o sólido granular em frações homogêneas

2ª) obter frações com partículas de mesmo tamanho

É raro atingir os dois objetivos simultâneamente. Quando o objetivo é o segundo, o peneiramento é geralmente a operação mais econômica. Dá-se a oportu-

nidade a cada partícula de passar ou ficar retida num crivo ou malha de abertura pré-estabelecida.

O *sólido alimentado A* é movimentado sobre a peneira. As partículas que passam pelas aberturas constituem os *finos F* e as que ficam retidas são os *grossos G* (Fig. V-1). Qualquer destas duas frações poderá ser o produto da operação. O objetivo geralmente é indicado no próprio nome da operação: eliminação de finos, separação de grossos ou "corte" do material visando sua posterior concentração.

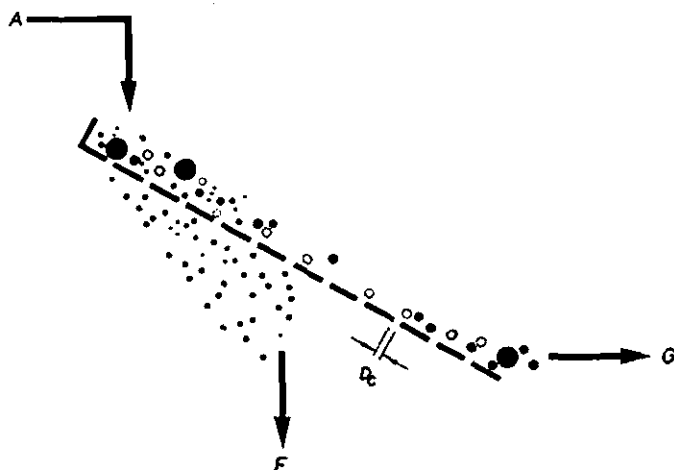



Fig. V.1 – Frações obtidas num peneiramento.

Uma peneira separa apenas duas frações que são ditas *não classificadas*, porque só uma das medidas extremas de cada fração é conhecida: a da maior partícula da fração fina e a menor da fração grossa. Com mais peneiras será possível obter *frações classificadas*, cada uma das quais satisfaz a especificações de tamanho máximo e mínimo das partículas. Neste caso a operação não é mais um simples peneiramento, passando a ser uma classificação granulométrica.

O objetivo de um peneiramento é separar com a maior nitidez possível a alimentação *A* nas frações *F* e *G*. Numa *operação ideal* a maior partícula da fração fina é menor do que a menor partícula da fração grossa. Há um *diâmetro de corte* D_C que limita o tamanho máximo das partículas da fração fina e o mínimo da fração grossa. As duas frações obtidas na operação ideal são frações ideais, representadas por F_i e G_i. Geralmente o diâmetro de corte é escolhido em função do fim visado na operação, podendo, ou não, coincidir com a abertura de uma peneira padrão.

Se um material *A*, cuja análise granulométrica acumulada de retidos é a representada na fig. V-2a, fôr submetido a um peneiramento ideal numa peneira

de abertura de malha D_C, o ponto C da curva será o *ponto de corte.* A separação dá origem a uma fração F_i que encerra todas as partículas mais finas do que D_C existentes no material alimentado e uma fração G_i que encerra todas as partículas maiores do que D_C. As análises granulométricas acumuladas de retidos das frações ideais são as da fig. IV-2b.

Infelizmente as *operações reais* não permitem realizar separações assim tão nítidas. Algumas partículas maiores do que D_C passam pela peneira e se incorporam aos finos, enquanto outras tantas partículas menores do que D_C ficam retidas nos grossos. As frações reais obtidas são agora representadas por F e G e suas análises granulométricas acumuladas têm o aspecto indicado na fig. IV-2c. Observa-se que as curvas se superpõem parcialmente, por razões que discutiremos adiante. Na figura estão indicados três valores de frações acumuladas, φ_A, φ_F e φ_G, que representam respectivamente as frações acumuladas de grossos D_C em cada um dos materiais A, F e G:

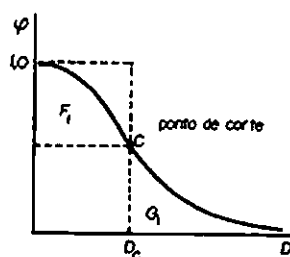
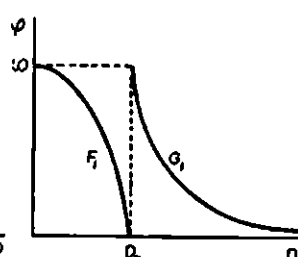
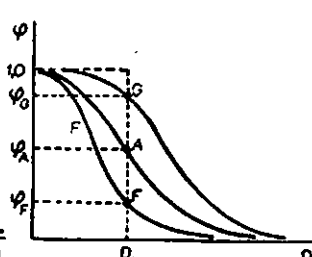



Fig. V.2a *Fig. V.2b* *Fig. V.2c*

Fig. V.2 – Curvas granulométricas das frações.

φ_A = fração acumulada de grossos D_C na alimentação, que é a fração do peso total de A constituída de partículas maiores do que D_C.

φ_F = fração acumulada de grossos D_C nos finos F, isto é, a fração do peso total de F que é constituída de partículas maiores do que D_C.

φ_G = fração acumulada de grossos D_C no produto grosseiro G.

Se o peneiramento fosse ideal teríamos $\varphi_F = 0$ e $\varphi_G = 1$.

O que acabamos de discutir conduz ao estabelecimento de um parâmetro importante: a *eficiência do peneiramento.* Seu valor resulta da comparação entre as operações real e ideal, devendo depender, logicamente, das frações φ_A, φ_F e φ_G. Seu cálculo será feito após havermos discutido os fatores que determinam os valores destas frações.

Diversas razões explicam a retenção de partículas finas nos grossos do peneiramento: a *aderência* do pó às partículas grandes é uma causa importante;

a *aglomeração* de várias partículas pequenas, por coesão ou fôrças de qualquer outra natureza, pode dar origem a um aglomerado incapaz de passar pelas malhas da peneira; várias partículas finas poderão incidir simultaneamente numa dada abertura da peneira e nenhuma conseguirá passar; finalmente, as *malhas são irregulares* e, assim sendo, as partículas finas que atingirem poucas vêzes a peneira terão menos chance de passar. Mas há também problemas associados com o próprio *mecanismo da operação*. De fato, as partículas movimentam-se paralelamente ao plano das aberturas e, se o movimento fôr muito rápido, as partículas podem saltar de um fio para outro das malhas, sem jamais atingir as aberturas. Isto permite concluir que velocidades elevadas e fios muito grossos tendem a reduzir as dimensões efetivas das aberturas, dificultando a passagem dos finos através das malhas da peneira. E por último, a incidência do sólido nas malhas nem sempre é favorável. O ideal, sob o ponto de vista da passagem dos finos pelas malhas, seria: 1º) alimentar individualmente cada partícula a uma abertura; 2º) movimentar as partículas perpendicularmente à superfície da peneira; 3º) conseguir que as partículas cheguem às aberturas com velocidade zero; 4º) que a peneira tenha pequena espessura; 5º) que a incidência de cada partícula na malha seja a mais favorável possível, isto é, com as menores dimensões paralelas ao plano da peneira. Mas tudo isto é obviamente impossível de controlar numa operação industrial.

A passagem de grossos através das malhas ocorre por muitas causas. A primeira é sem dúvida a *irregularidade das malhas*, mas a *incidência favorável* de partículas grossas cuja maior dimensão não seja muito diferente de D_C também é importante. Se houver *carga excessiva* de material na peneira, algumas partículas grossas poderão ser forçadas a passar indevidamente pelas malhas.

CÁLCULO RELATIVOS AO PENEIRAMENTO

Os problemas de engenharia envolvem o cálculo das quantidades das frações produzidas, da eficiência do peneiramento e das dimensões da peneira. A solução destes problemas interessa, tanto ao projeto, como à operação.

a) Quantidade produzidas

As mesmas letras que estamos utilizando para designar o material alimentado e as frações produzidas servirão para indicar suas quantidades (fig. IV-3). Como φ_A, φ_F e φ_G representam as frações em peso de grossos D_C em A, F e G respectivamente, um balanço material de grossos poderá ser escrito, para regime permanente:

$$A\varphi_A = F\varphi_F + G\varphi_G$$

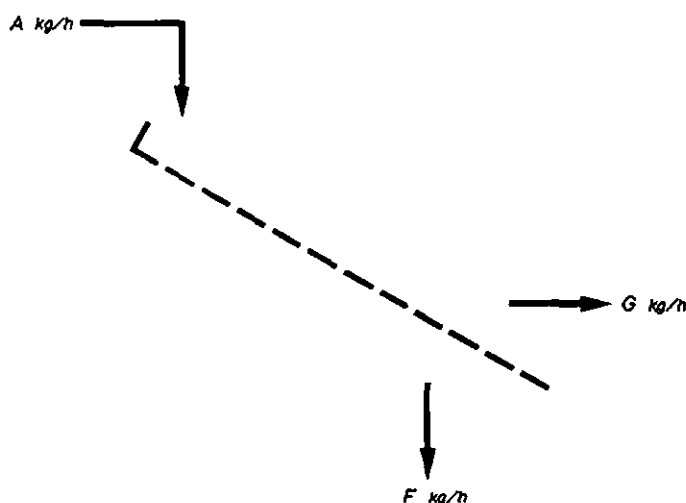



Fig. V.3 – Quantidades produzidas F e G.

Combinando com o balanço material total, $A = F + G$, tira-se:

$$F = A \frac{\varphi_G - \varphi_A}{\varphi_G - \varphi_F} \quad (1)$$

$$G = A \frac{\varphi_A - \varphi_F}{\varphi_G - \varphi_F} \quad (2)$$

Observe-se que, em termos da figura V-2c, estas duas relações mostram que os cálculos de F e G podem ser feitos pela aplicação da conhecida *regra dos momentos* ou do *inverso dos braços de alavanca*. De fato, $\varphi_G - \varphi_F$ é o segmento total $\overline{FG}$, $\varphi_G - \varphi_A$ é o braço de alavanca $\overline{AG}$ de G e $\varphi_A - \varphi_F$ é o braço de alavanca $\overline{AF}$ de F. Portanto as relações anteriores podem ser escritas também como segue:

$$\frac{F}{A} = \frac{\overline{AG}}{\overline{FG}}$$

$$\frac{G}{A} = \frac{\overline{AG}}{\overline{FG}}$$

É fácil observar que

$$\frac{F}{G} = \frac{\overline{AG}}{\overline{AF}}$$

Esta relação evidencia ainda melhor a regra do inverso dos braços de alavanca.

b) Eficiência do peneiramento

A fração dos grossos D_C alimentados à peneira e que chegam finalmente ao produto grosseiro G é uma medida da *eficiência de recuperação de grossos* (fig. V-4a):

$$E_G = \frac{G\,\varphi_G}{A\,\varphi_A}$$

Por outro lado, a quantidade de finos na alimentação é $A\,(1 - \varphi_A)$ e a quantidade que finalmente chega à fração fina é $F\,(1 - \varphi_F)$ (fig. V-4b). A relação

$$E_F = \frac{F\,(1 - \varphi_F)}{A\,(1 - \varphi_A)}$$

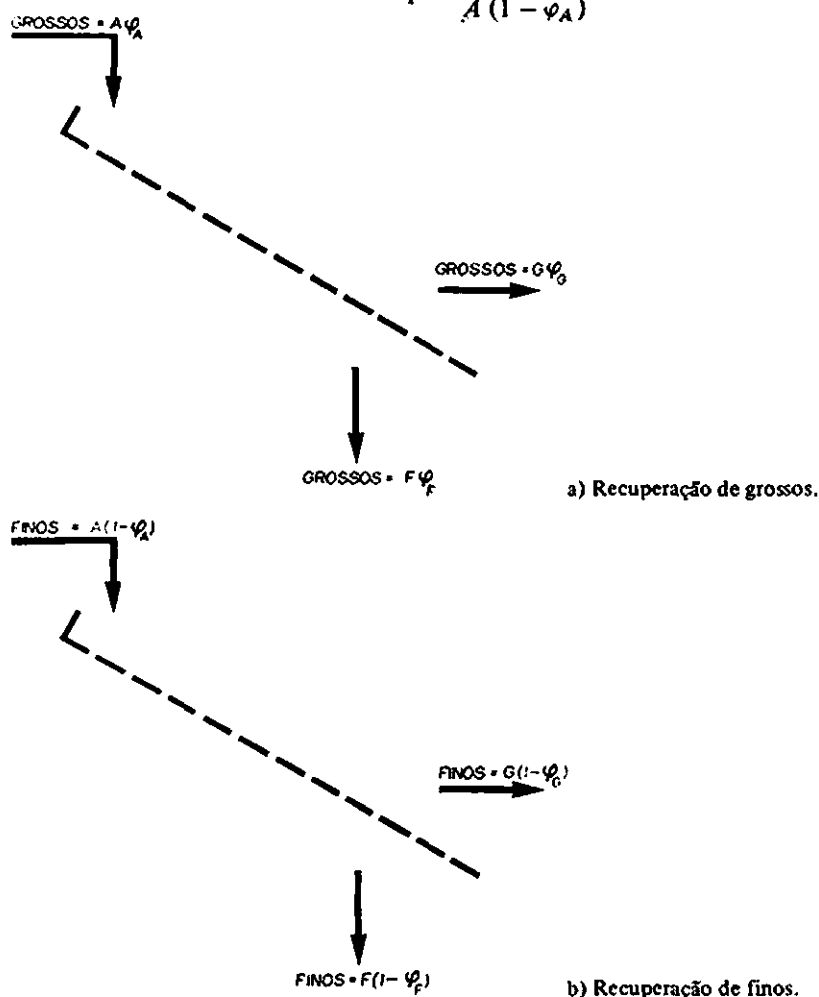



Fig. V.4 – Eficiências do peneiramento.

mede a *eficiência de recuperação de finos.*

O produto destas duas eficiências é a *eficiência do peneiramento:*

$$E = \frac{FG}{A^2} \cdot \frac{\varphi_G(1 - \varphi_F)}{\varphi_A(1 - \varphi_A)} \qquad (3)$$

Levando em conta as relações (1) e (2) pode-se escrever também:

$$E = \frac{(\varphi_G - \varphi_A)(\varphi_A - \varphi_F)\varphi_G(1 - \varphi_F)}{\varphi_A(1 - \varphi_A)(\varphi_G - \varphi_F)^2} \qquad (4)$$

Os fatores de operação que acarretam maior ou menor eficiência de um peneiramento já foram apresentados e serão discutidos sob o ponto de vista operacional mais adiante. Neste ponto cabe-nos observar que as eficiências servem para medir o sucesso da operação na separação nítida de grossos e finos. Se a operação fosse perfeita, todo o material grosso estaria em G e todo o material fino estaria em F, resultando, nestas condições, $\varphi_G = 1$, $\varphi_F = 0$, $G = A\varphi_A$, $F = A(1 - \varphi_A)$ e portanto $E_G = 1$, $E_F = 1$ e $E = 1$.

Há outros processos para medir a eficiência[1] e a literatura cita inclusive métodos gráficos importantes para o seu cálculo[2].

c) Dimensionamento de uma peneira

O cálculo da área necessária para realizar um peneiramento é feito com base em dados experimentais de capacidade mencionados nos catálogos dos fabricantes. Geralmente são fornecidos os valores da *capacidade específica* C em toneladas por 24 horas de operação, por metro quadrado e por milímetro de abertura das malhas da peneira. Por exemplo, as peneiras agitadas têm capacidades específicas entre 20 e 80 $t/m^2 \cdot 24h \cdot mm$. Se multiplicarmos este número pela abertura das malhas (D_C) em mm, resulta a capacidade em $t/m^2 \cdot 24$. Se a alimentação da peneira fôr A t/h de operação e ela operar continuamente 24h por dia, então a superfície de peneiramento (em m^2) poderá ser calculada diretamente pela expressão

$$S = \frac{24\,A}{C D_c}$$

Se o período diário de funcionamento da peneira fôr θ horas cada 24h e a capacidade desejada fôr A t/h só durante o tempo de operação, então a alimentação diária será θA e a superfície necessária resulta

$$S = \frac{\theta\,A}{C D_c}$$

Muito comumente, no entanto, a peneira deve ser instalada numa unidade de fabricação que opera 24h por dia, sendo-lhe especificada uma alimentação nominal de A t/h, como se ela também funcionasse contínuamente, muito embora o seu período real de funcionamento seja de apenas θ horas por dia.

Neste caso a superfície deverá ser maior para compensar as horas de inatividade, podendo ser calculada como segue:

capacidade nominal especificada = A t/h

capacidade diária desejada = 24 A t

capacidade real necessária = $\frac{24A}{\theta}$ t/h

capacidade específica horária = $\frac{CD_C}{24}$ t/h · m²

$$S = \frac{576\,A}{\theta CD_C}$$

Aplicação 1

Uma areia de fundição, apresentando a análise granulométrica diferencial da tabela V-1, foi separada mecanicamente por peneiramento. Uma peneira com 10 malhas por polegada (feita com fios de 0,04" de diâmetro) foi utilizada, resultando as análises acumuladas de retidos apresentadas na tabela V-2. Calcular a relação entre os pesos de grossos e de alimentação, e de finos e alimentação. Quais são as eficiências da peneira utilizada?

Tabela V-1

Mesh Tyler	Abertura D_i (cm)	$\Delta\varphi_i$
4/6	0,3327	0,025
6/8	0,2362	0,125
8/10	0,1651	0,321
10/14	0,1168	0,257
14/20	0,0833	0,159
20/28	0,0589	0,054
28/35	0,0417	0,021
35/48	0,0295	0,010
48/65	0,0208	0,008
65/100	0,0147	0,006
100/150	0,0104	0,004
150/200	0,0074	0,003
Panela		0,007

Tabela V-2

Mesh Tyler	D_i (cm)	φ = fração acumulada de grossos	
		produto grosso	produto fino
4	0,4699	0	
6	0,3327	0,07	
8	0,2362	0,42	0
10	0,1651	0,80	0,19
14	0,1168	0,95	0,56
20	0,0833	0,98	0,80
28	0,0589	1,00	0,90
35	0,0417		0,93
65	0,0208		0,96
Panela			1,00

Solução

As análise acumuladas de retidos da alimentação e das frações G e F são apresentadas na tabela V-3 e as curvas representativas estão na fig. V-5.

Tabela V-5

ANÁLISES ACUMULADAS DE RETIDOS DE A, G e F

Peneira Tyler	D_i (cm)	φ = frações acumuladas de grossos		
		A	G	F
4	0,4699	–	–	–
6	0,3327	0,025	0,07	–
8	0,2362	0,150	0,42	–
10	0,1651	0,471	0,80	0,19
14	0,1168	0,728	0,95	0,56
20	0,0833	0,887	0,98	0,80
28	0,0589	0,941	1,00	0,90
35	0,0417	0,962		0,93
48	0,0295	0,972		0,96
65	0,0208	0,980		1,00
100	0,0147	0,986		
150	0,0104	0,990		
200	0,0074	0,993		
Panela		1,000		

a) Abertura da peneira utilizada:

$$D_c = 0{,}1 - 0{,}04 = 0{,}096'' = 0{,}152 \text{ cm}$$

b) Do gráfico (fig. V-5) tira-se: $\varphi_G = 0{,}85$, $\varphi_A = 0{,}52$, $\varphi_F = 0{,}25$, e as relações pedidas podem ser calculadas:

$$\frac{G}{A} = \frac{\varphi_A - \varphi_F}{\varphi_G - \varphi_F} = \frac{0{,}27}{0{,}50} = 0{,}45$$

$$\frac{F}{A} = \frac{\varphi_G - \varphi_A}{\varphi_G - \varphi_F} = \frac{0{,}33}{0{,}60} = 0{,}55$$

c) Eficiências

$$E_G = 0{,}45\ \frac{0{,}85}{0{,}52} = 0{,}736 \qquad (73{,}6\%)$$

$$E_F = 0{,}55\ \frac{1 - 0{,}25}{1 - 0{,}52} = 0{,}859 \quad (85{,}9\%)$$

$$E = 0{,}736\ (0{,}859) = 0{,}632 \qquad (63{,}2\%)$$

Se só este último valor fôr requerido, ele pode ser calculado diretamente:

$$E = \frac{\frac{E}{A} \cdot \frac{G}{A} \varphi_G (1 - \varphi_F)}{\varphi_A (1 - \varphi_A)} = \frac{0{,}55\ (0{,}45)\ 0{,}85\ (0{,}75)}{0{,}52\ (0{,}48)} = 0{,}632$$

Aplicação 2

Para orientar o projeto de uma unidade de processamento de pirita, alguns ensaios de britamento e peneiramento foram realizados em escala pilôto. O material que saiu do britador pilôto apresentou a análise granulométrica da coluna A da tabela V-4. O material que ficou na peneira utilizada para separar os finos do produto britado tem a análise da coluna G e será consumido na instalação de larga escala à razão de 1,2 t/h. A análise do

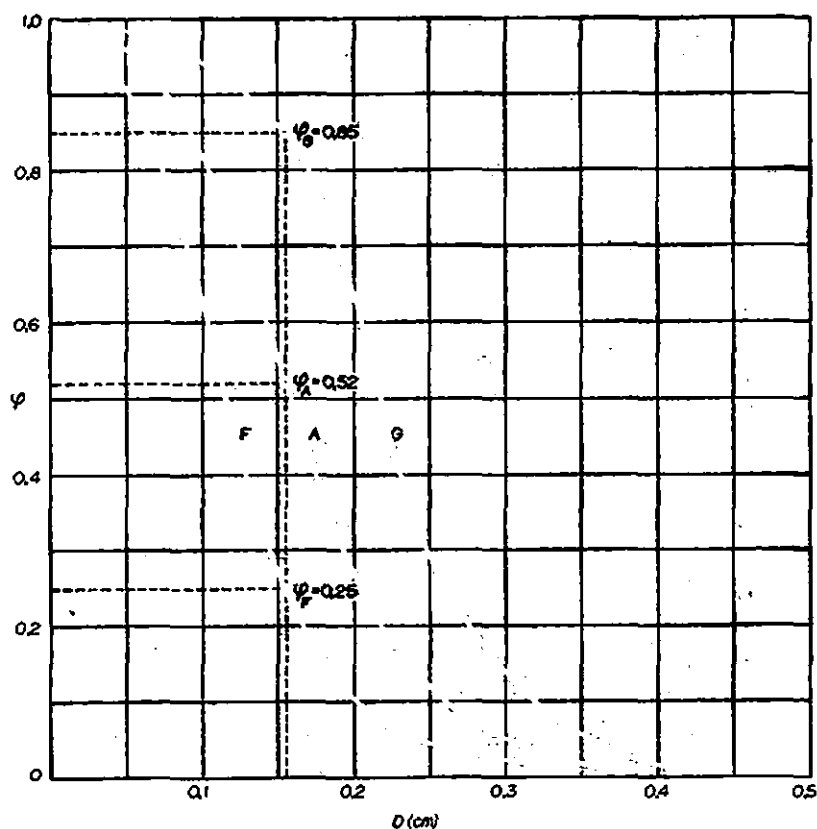



Fig. V.5 – Análises granulométricas para a aplicação 1.

refugo (os finos) está na coluna *F*. A peneira utilizada tem malhas que bastante se aproximam da peneira de 14 mesh Tyler. Calcule a razão de alimentação de material bruto ao britador (em t/h) e a quantidade de finos produzidos por hora na instalação de larga escala. Comente.

Tabela V-4

Frações	Porcentagens retidas		
	A	*G*	*F*
+ 3	0,0	0,0	
–3 + 4	14,3	20,0	
–4 + 8	20,0	28,0	
–8 + 14	20,0	28,0	
–14 + 28	28,5	24,0	40,0
–28 + 48	8,6		30,0
–48 + 100	5,7		20,0
– 100	2,9		10,0
Total	100,0	100,0	100,0

Solução

Base de cálculo: 1h de operação

Balanço material de grossos na peneira 14:

$$A\,\varphi_A = G\,\varphi_G + F\,\varphi_F$$

$$\varphi_A = 0{,}143 + 0{,}200 + 0{,}200 = 0{,}543$$
$$\varphi_G = 0{,}200 + 0{,}280 + 0{,}280 = 0{,}760$$
$$\varphi_F = 0$$

Substituindo: $0{,}543\,A = 0{,}760\,(1{,}2)$

e resulta

$$A = 1{,}68 \text{ t/h}$$
$$F = 1{,}68 - 1{,}20 = 0{,}48 \text{ t/h}$$

Comentários:

Estes cálculos pressupõem:

1º) que a operação está sendo realizada em regime permanente;

2º) que as análises granulométricas são boas.

Nenhuma destas hipotéses pode ser confirmada com base exclusiva nos dados disponíveis, porém no que se refere às análises, é possível verificar pelo menos a sua consistência interna, que já é um indício de boa qualidade.

Poderemos atestar a consistência interna de dois modos: 1º) verificando se os cálculos realizados com qualquer outra fração acima de +14 continuam dando o mesmo resultado; 2º) verificando se o resultado que foi obtido com o balanço da fração +14 satisfaz aos balanços materiais das demais frações. Utilizaremos este segundo procedimento. As análises acumuladas acham-se na tabela V-5 e os testes serão feitos a seguir.

Tabela V-5

Frações	Frações acumuladas		
	A	*G*	*F*
+ 4	0,143	0,200	
+ 8	0,343	0,480	
+ 14	0,543	0,760	
+ 28	0,828	1,000	0,400
+ 48	0,914		0,700
+ 100	0,971		0,900
Panela	1,000		1,000

a) Balanço da fração + 28, adotando os resultados já obtidos, $A = 1{,}68$ t, $F = 0{,}48$ t e $G = 1{,}20$ t:

$$0{,}828\,(1{,}68) \stackrel{?}{=} 0{,}40\,(0{,}48) + 1{,}20$$
$$1{,}391 \cong 1{,}392$$

O balanço fecha com excelente precisão.

b) Observa-se também que $A\varphi_A = G\varphi_G$ para as frações +4, +8 e +14, ou seja, para estas frações deve-se ter

$$\frac{\varphi_G}{\varphi_A} = \frac{A}{G} = \frac{1{,}68}{1{,}20} = 1{,}4$$

Verificação:

$$\frac{0{,}200}{0{,}143} = \frac{0{,}480}{0{,}343} = \frac{0{,}760}{0{,}543} = 1{,}4$$

c) Uma última verificação poderá ser feita com os dados. Adotando $A = 1{,}68$ e $F = 0{,}48$, os pesos das três últimas frações das colunas A e F da tabela V-4 devem ser iguais,

pois não há material dessa granulometria no produto grosso G. Verificaremos com as frações 48/100 e −100.

Na alimentação:

$$\text{fração } 48/100 = 1{,}68\,(0{,}057) = 0{,}096 \text{ t}$$
$$\text{fração } -100 = 1{,}68\,(0{,}029) = 0{,}049 \text{ t}$$

Nos finos:

$$\text{fração } 48/100 = 0{,}48\,(0{,}20) = 0{,}096 \text{ t}$$
$$\text{fração } -100 = 0{,}48\,(0{,}10) = 0{,}048 \text{ t}$$

Observa-se mais uma vez que a concordância entre os resultados é muito boa.

Aplicação 3

Deseja-se separar a mistura bruta de um mineral em três frações: material grosso (retido numa peneira de 8 mesh Tyler), fração intermediária (que passa pela peneira de 8 mesh mas fica retida sobre a peneira de 14 mesh) e fração fina (que passa pela peneira de 14 mesh). As análises granulométricas da alimentação e das três frações (grossa, média e fina) são apresentadas na tabela V-6. Admitindo que as análises sejam precisas, calcular:

a) o peso de cada fração obtida por tonelada de alimentação;

b) a eficiência de cada peneira.

Tabela V-6

Peneira	Alimentação	Porcentagens retidas nas frações		
		Grossa	Média	Fina
3/4	3,5	14,0		
4/6	15,0	50,0	4,2	
6/8	27,5	24,0	35,8	
8/10	23,5	8,0	30,8	20,0
10/14	16,0	4,0	18,3	26,7
14/20	9,1		10,2	20,2
20/28	3,4		0,7	19,6
28/35	1,3			8,9
35/48	0,7			4,6

Solução

As análises granulométricas acumuladas de retidos encontram-se na tabela V-7 e um esquema é apresentado na figura V-6.

Tabela V-7

Peneira Tyler	D_i (mm)	Frações acumuladas			
		A	G	M	F
4	4,699	0,035	0,140		
6	3,327	0,185	0,640	0,042	
8	2,362	0,460	0,880	0,400	
10	1,651	0,695	0,960	0,708	0,200
14	1,168	0,855	1,000	0,891	0,467
20	0,833	0,946		0,993	0,669
28	0,589	0,980		1,000	0,865
35	0,417	0,993			0,954
48	0,295	1,000			1,000

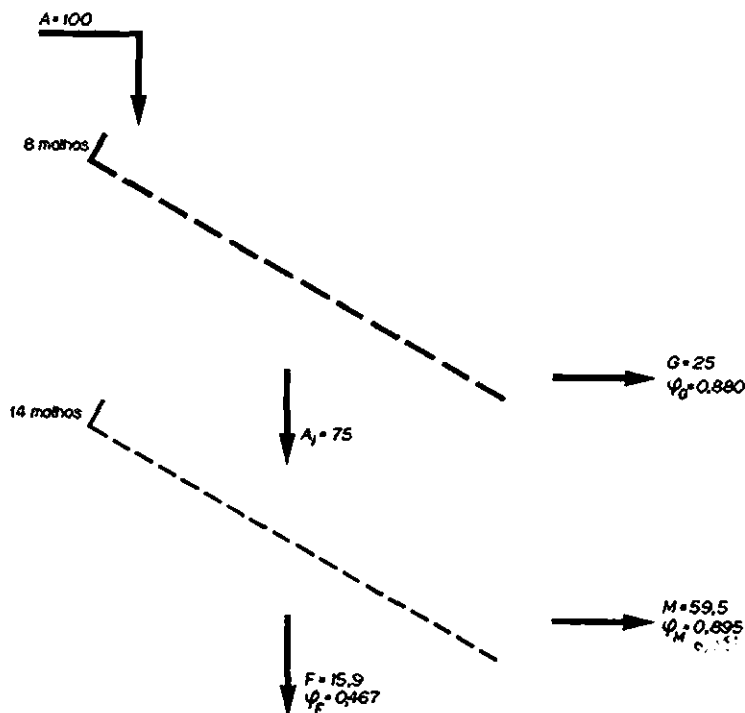



Fig. V.6 – Esquema da operação da aplicação 3.

a) *Peso das frações obtidas*

Base de cálculo: $A = 100$ kg

Balanço material na peneira 4 (fração +4):

$$0{,}035\,A = 0{,}14\,G \quad \therefore \quad G = 25{,}0 \text{ kg}$$

Balanço material na peneira 6 (fração 4/6):

$$0{,}15\,A = 0{,}5\,G + 0{,}042\,M \quad \therefore \quad M = 59{,}5 \text{ kg}$$

Balanço material na peneira 10 (fração 8/10):

$$0{,}235\,A = 0{,}08\,G + 0{,}308\,M + 0{,}2\,F \quad \therefore \quad F = 15{,}9 \text{ kg}$$

Por diferença: $A_i = A - G = 100 - 25 = 75$ kg

Verificação: $G + M + F = 25 + 59{,}5 + 15{,}9 = 100{,}4 \text{ kg} \approx A$

b) *Eficiência*

Balanço material na peneira 8 (fração +8):

$$0{,}46\,A = 0{,}88\,G + \varphi_{A_i} A_i$$

$$0{,}46\,(100) = 0{,}88\,(25) + \varphi_{A_i}(75) \quad \therefore \quad \varphi_{A_i} = 0{,}32$$

Da mesma forma, um balanço de grossos na peneira 14 fornece:

$$A_i\,\varphi'_{A_i} = 0{,}891\,M + 0{,}467\,F$$

onde φ'_{A_i} é a fração de A_i retida na peneira de 14 mesh. Substituindo, resulta

$$\varphi'_{A_i} = \frac{0,891\ (59,5) + 0,467\ (15,9)}{75} = 0,806$$

As eficiências podem ser calculadas com a expressão (4). Para a peneira 8, lembrando que a fração fina é A_i, para a qual $\varphi_{A_i} = 0,32$:

$$E_8 = \frac{(0,88 - 0,46)\ (0,46 - 0,32)\ 0,88\ (1 - 0,32)}{0,46\ (1 - 0,46)\ (0,88 - 0,32)^2} = 0,452 \qquad (45,2\%)$$

A da peneira 14, lembrando que $\varphi'_{A_i} = 0,806$, é

$$E_{14} = \frac{(0,891 - 0,806)\ (0,806 - 0,467)\ 0,891\ (1 - 0,467)}{0,806\ (1 - 0,806)\ (0,891 - 0,467)^2} = 0,487 \qquad (48,7\%)$$

c) *Fração A_i*

Sendo $A = 100$, $G = 25$ e $A_i = 75$ kg, as massas das diversas frações do material A_i podem ser obtidas por balanços materiais como segue (dados da tabela V-6):

$$m_4 = 3,5 - 0,14\ (25) = 3,5 - 3,5 = 0 \quad \text{e} \quad \Delta\varphi_4 = 0$$

Este resultado, como era de esperar, revela que não há material mais grosso do que 4,699 mm em A_i. Da mesma forma calculam-se as massas das demais frações:

$$m_6 = 15 - 0,50\ (25) = 2,5 \text{ kg} \quad \therefore \quad \Delta\varphi_6 = \frac{2,5}{75} = 0,033$$

$$m_8 = 27,5 - 0,24\ (25) = 21,5 \text{ kg} \quad \therefore \quad \Delta\varphi_8 = 0,287$$

$$m_{10} = 23,5 - 0,08\ (25) = 21,5 \text{ kg} \quad \therefore \quad \Delta\varphi_{10} = 0,287$$

$$m_{14} = 16 - 0,04\ (25) = 15,0 \text{ kg} \quad \therefore \quad \Delta\varphi_{14} = 0,200$$

Desta fração em diante, todo material alimentado aparece em A_i, o que permite escrever diretamente:

$$\Delta\varphi_{20} = \frac{9,1}{75} = 0,211$$

$$\Delta\varphi_{28} = \frac{3,4}{75} = 0,045$$

$$\Delta\varphi_{35} = \frac{1,3}{75} = 0,017$$

$$\Delta\varphi_{28} = \frac{0,7}{75} = 0,009$$

Com base nestes resultados calcula-se a análise granulométrica acumulada de grossos do material A_i (tabela V-8).

Tabela V-8

Peneira	$\Delta\varphi_i$	φ_i
4	0,000	0,000
6	0,033	0,033
8	0,287	0,320
10	0,287	0,607
14	0,200	0,807
20	0,121	0,928
28	0,045	0,973
35	0,017	0,990
48	0,009	0,999
panela	0,001	1,000

Outro modo de calcular a composição do material A_l consiste em contabilizar as diversas frações que aparecem nas análises diferenciais dos materiais M (59,5 kg) e F (15,9 kg). Se as análises forem boas, os resultados deverão ser iguais aos anteriores.

$$m_4 = 0, \quad m_6 = 0{,}042\ (59{,}5) = 2{,}5\ \text{kg}$$
$$m_8 = 0{,}358\ (59{,}5) = 21{,}3\ \text{kg}$$
$$m_{10} = 0{,}308\ (59{,}5) + 0{,}200\ (15{,}9) = 21{,}5\ \text{kg}$$
$$m_{14} = 0{,}183\ (59{,}5) + 0{,}267\ (15{,}9) = 15{,}1\ \text{kg}$$
$$m_{20} = 0{,}102\ (59{,}5) + 0{,}202\ (15{,}9) = 9{,}3\ \text{kg}$$
$$m_{28} = 0{,}007\ (59{,}5) + 0{,}196\ (15{,}9) = 3{,}5\ \text{kg}$$
$$m_{35} = 1{,}4\ \text{kg}$$
$$m_{48} = 0{,}7\ \text{kg}$$

Como se observa, a concordância entre estes resultados e os anteriores é muito boa, e que atesta a consistência dos dados.

TEORIA E PRÁTICA DO PENEIRAMENTO

A fim de bem conduzir uma operação de peneiramento de larga escala deve-se conhecer os fatores que a controlam. A teoria ainda não atingiu o estágio de generalidade ideal, porém serve para indicar os parâmetros mais importantes.

a) Previsões teóricas

Não se pode prever teoricamente a eficiência ou a capacidade de uma peneira industrial. Como vimos, a área requerida ainda é calculada com base em dados puramente experimentais de capacidade. Eles introduzem uma enorme simplificação no problema, pois na verdade a capacidade varia ao longo do comprimento da peneira, além de sofrer a influência de todos os fatores de operação e dos próprios detalhes construtivos.

Supondo que o peneiramento seja realizado em monocamadas de partículas, o que constitui um modelo muito simplificado da operação, parece lógico admitir que a razão de passagem de partículas de um dado tamanho pelas abertura, num dado instante, é proporcional ao número (ou massa) dessas partículas que se encontram sobre a peneira naquele instante. Se não houver reposição das partículas que atravessam a peneira, a operação será transiente e a massa m das partículas de tamanho D vai diminuindo. Pode-se escrever

$$-\frac{dm}{d\theta} = k\,m$$

Integrando no intervalo de tempo $\Delta\theta = \theta_2 - \theta_1$, calcula-se a massa $\Delta m = m_2 - m_1$ que passa pela peneira durante esse período:

$$\ell n \frac{m_2}{m_1} = k \cdot \Delta\theta$$
$$m_2 = m_1\, e^{-k \cdot \Delta\theta}$$
$$\Delta m = m_1 (1 - e^{-k \cdot \Delta\theta})$$

Esta expressão poderia servir para o projeto, não fossem os problemas envolvidos na determinação do valor de k, que varia com o tamanho, a forma e as propriedades das partículas, com as características da peneira, o projeto do equipamento e o modo de operá-lo.

b) Condução prática da operação

É fácil, em princípio, conduzir uma operação de peneiramento, mas em geral surgem dificuldades que aumentam à medida que o material vai ficando fino ou úmido. Apesar de não haver uma teoria capaz de dar a solução direta dos problemas, muita informação prática já foi obtida.

Pode-se operar a *seco* ou a *úmido*. Sólidos com pouca umidade devem ser peneirados a seco. Por outro lado, com materiais muito úmidos ou muito aderentes, pode-se evitar o entupimento da peneira operando a úmido. O líquido utilizado (geralmente água) lava continuamente a peneira, evitando que os finos se depositem sobre os fios da peneira.

A *agitação* é um fator que também tende a evitar o entupimento. No entanto não se pode exagerar, pois uma agitação muito vigorosa provoca moagem das partículas, erosão excessiva da peneira e baixa eficiência, além de agravar o problema do pó e até diminuir a capacidade.

As peneiras são geralmente inclinadas para facilitar a operação, porém a *inclinação* exagerada prejudica a separação, pois eventualmente o escoamento do material será tão rápido que impossibilitará a chegada de muitas partículas finas até as malhas da peneira. Por outro lado, inclinação insuficiente pode reduzir a capacidade. A inclinação normal é de 15 a 30°, mas há casos excepcionais de peneiras quase horizontais (menos do que 5°) e outras inclinadas de até 50°.

A operação em monocamadas mencionada por ocasião das previsões teóricas é uma simplificação muito grosseira da operação, além de ser impraticável. Na verdade, o sólido é alimentado em larga escala e um leito granular espesso é formado sobre a peneira. À medida que o material cai na caixa de alimentação, ele perde a componente vertical de sua velocidade e as partículas tendem a se espalhar pela base da caixa e pela superfície da peneira. Se a bica de alimentação, a caixa de alimentação e a peneira forem dimensionadas cuidadosamente, o material irá ocupar toda a largura da peneira, aproveitando ao máximo o equipamento. É conveniente fazer com que o desgaste provocado pelo impacto do sólido ocorra de preferência na caixa de alimentação, e não na tela.

A *estratificação*[6] do material sobre a peneira é essencial para se conseguir uma boa separação. Quando se agita ou vibra a peneira, o leito particulado tende a se comportar como um fluido. As partículas maiores sobem até alcançar as camadas superiores, ao mesmo tempo que as menores caem pelos poros do leito até atingirem a camada inferior, quando poderão passar pelas aberturas da

peneira. Há uma espessura ótima do leito para haver estratificação. Leitos de pouca espessura reduzem a eficiência, ao passo que os muito espessos retardam a estratificação, atenuam o movimento das partículas e diminuem a nitidez da separação. Uma vez estratificado o leito, as partículas pequenas dirigem-se para a superfície da peneira e a probabilidade de que elas passem pelas malhas é aumentada pela cobertura das partículas maiores, que pressionam e ao mesmo tempo dificultam sua subida pelo leito.

Além dos problemas que acabamos de discutir, convém relacionar mais uma vez os principais responsáveis pelas baixas eficiências e dificuldades encontradas nestas operações. De um modo geral, altas eficiências e altas capacidades são, até certo ponto, incompatíveis. Os fatores que aumentam a produção tendem a prejudicar a nitidez da separação.

1º) A *coesão* entre as partículas tende a reter material fino no material grosso. É esta uma das causas de resultar $1 - \varphi_F < 1$ e portanto $\varphi_F > 0$ nas operações reais. A coesão aumenta com a umidade do material. Quando se opera com sólido sêco êste efeito é bem menos importante.

2º) Durante o peneiramento os *fios das malhas* afastam-se uns dos outros. Assim sendo, umas aberturas ficam menores e outras aumentam, o que explica parcialmente a razão de se ter ao mesmo tempo $\varphi_F > 0$ e $\varphi_G < 1$ nas operações reais. Este fato também dificulta bastante a previsão teórica da abertura da peneira para obter o diâmetro de corte necessário. A especificação da abertura só pode ser determinada experimentalmente.

3º) A *aderência* das partículas à teia também é uma dificuldade que não pode ser antecipada teoricamente. Partículas mais finas do que a abertura da peneira ficam retidas porque, à medida que a operação prossegue, as malhas das telas vão ficando menores, chegando até a entupir. É esta uma das causas da presença de material fino nos grossos. A aderência também depende da umidade do material, variando ainda com a forma e as características das partículas, sendo muito difícil antecipar o efeito da aderência num peneiramento.

EQUIPAMENTO UTILIZADO

As superfícies perfuradas das quais a indústria lança mão servem para separar materiais de dimensões que variam entre 20 cm e 50μ (aproximadamente 400 mesh Tyler). Mais comumente, todavia, o limite inferior é da ordem de 100 a 150μ (150 a 100 mesh), porque abaixo destes valores há métodos mais indicados para fazer a separação. Recorre-se, por exemplo, ao uso de ciclones, câmaras de poeira e filtros de pano.

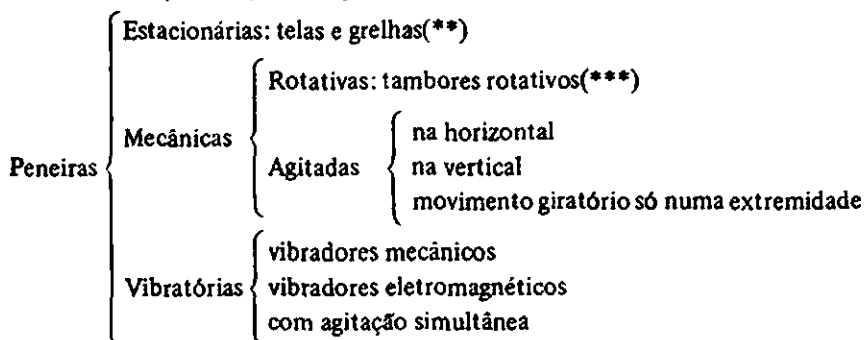
As peneiras podem ser feitas de qualquer metal como ferro, latão, cobre, inox ou arame galvanizado, de seda ou plástico (PVC, polietileno, polipropileno, orlon, dacron ou teflon). Outras vezes empregam-se chapas metálicas perfuradas, sendo comum também o uso de grelhas fixadas em estruturas metálicas

reforçadas para realizar peneiramentos grosseiros. Podem ser quadradas, retangulares, circulares ou tubulares.

A área depende da vazão de sólidos alimentados e de suas características, do tipo de operação e do tipo da peneira. Quando há muita área aberta e pouca área de suporte, a capacidade será grande, porém a peneira terá pouca duração, principalmente se o sólido fôr muito abrasivo. A porcentagem de abertura (P)* de uma peneira varia muito de uma situação para outra. No caso de malhas quadradas de abertura livre D feitas com fios de espessura d, a porcentagem de abertura será calculada como segue:

$$P = \frac{D^2}{(D+d)^2}\,100$$

A classificação das peneiras pode ser feita do seguinte modo:

- Peneiras
  - Estacionárias: telas e grelhas(**)
  - Mecânicas
    - Rotativas: tambores rotativos(***)
    - Agitadas
      - na horizontal
      - na vertical
      - movimento giratório só numa extremidade
  - Vibratórias
    - vibradores mecânicos
    - vibradores eletromagnéticos
    - com agitação simultânea

1. Peneiras estacionárias

São as mais simples, mais robustas e econômicas das peneiras, porém o seu interesse para o engenheiro químico é bastante restrito porque elas se prestam quase que exclusivamente para sólidos grosseiros, às vezes maiores do que 5 cm. Operam descontinuamente e entopem com muita facilidade.

Tipos representativos são as telas inclinadas com 1 a 10 cm de abertura, alimentadas manualmente e que servem para separar agregados na construção civil. As grelhas robustas empregadas para separar os finos das cargas de britadores também são estacionárias. Consistem numa série de barras paralelas e que são mantidas em posição por meio de espaçadores. Para aumentar a resistência ao desgaste, são geralmente de aço-manganês. As barras são separadas de 1 a 5 cm e têm 7 a 10 cm de largura, por mais ou menos 3 m de comprimento. A secção transversal das barras é trapezoidal e comumente o espaça-

---

* Também chamada impropriamente de eficiência.

** Grizzly

*** Trommel

mento entre elas aumenta até 5 a 20 cm na saída, para diminuir o risco de entupimento. Há modêlos vibrados na extremidade da alimentação. Podem ser horizontais ou inclinadas entre 20 e 50º (fig. V-7).

Como as barras espaçadoras dificultam o escoamento do material, alguns modêlos são equipados com dispositivos de limpeza. A capacidade específica é da ordem de 50 t/m² · 24h · mm de abertura[3].

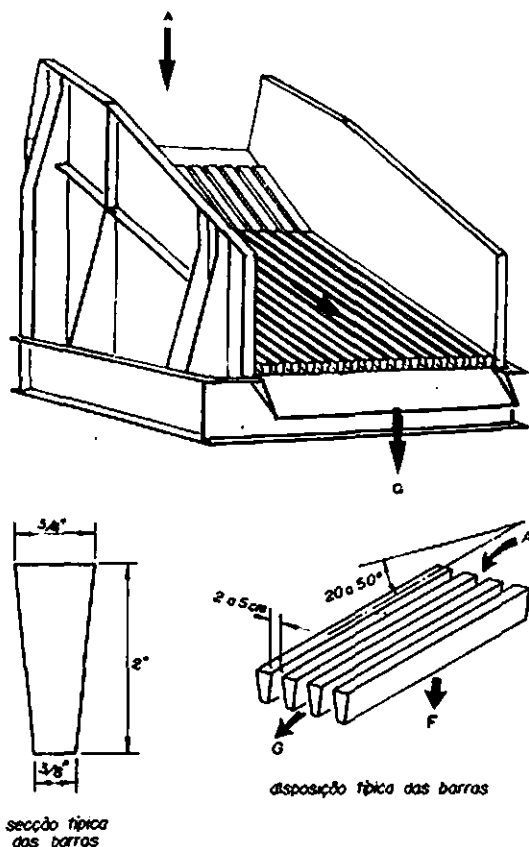



Fig. V.7 – Peneira estacionária.

2. Peneiras rotativas

O tipo mais comum é o tambor rotativo, de emprego corrente nas pedreiras para realizar a classificação do pedrisco e das conhecidas pedras 1, 2, 3 e 4 da construção civil. É um cilindro longo, inclinado de 5 a 10º em relação à horizontal e que gira a baixa velocidade em torno do eixo. A superfície lateral do cilindro pode ser placa metálica perfurada ou tela, com aberturas de tamanhos progressivamente maiores na direção da saída. Isto permite separar as várias frações do material. Os comprimentos padrões variam de 4 a 10 m (fig. V-8).

Há também peneiras rotativas feitas com barras longitudinais e com diâmetros que podem atingir 5 m. Há vários tipos de arranjos de peneiras rotativas em série e existe um modelo com tambores concêntricos (fig. V-9).

A capacidade específica varia de 3 a 20 t/m² · 24h · mm[4] com uma rotação entre 30 e 50% da rotação crítica, que é aproximadamente $\frac{42,3}{\sqrt{D}}$ (D em m). A rotação típica é da ordem de 15 rpm.

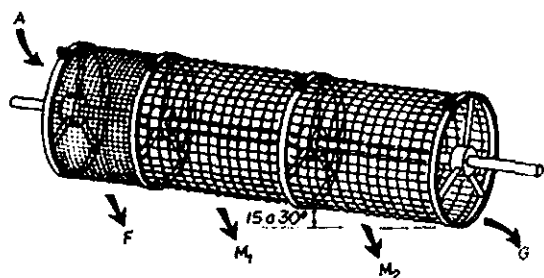



Fig. V.8 – Peneira rotativa.

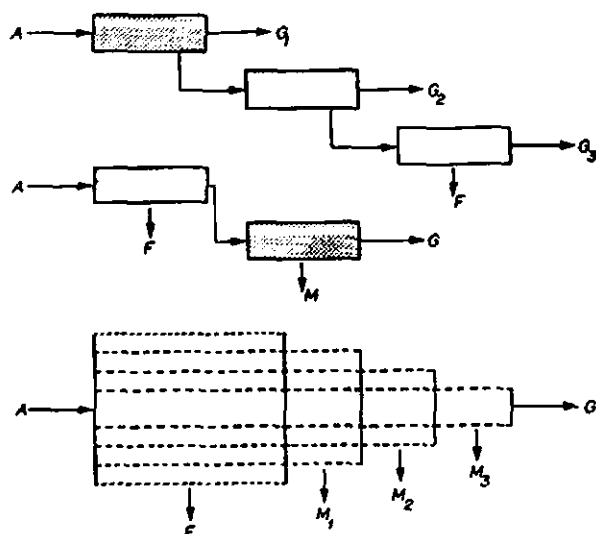



Fig. V.9
Arranjos de peneiras rotativas.

O dimensionamento das peneiras rotativas da FAÇO[8] é feito pela seguinte expressão:

$$L = \frac{Q}{0{,}4\,\pi D K} = \frac{Q}{1{,}257\,D K}$$

L = comprimento do tambor (m)
D = diâmetro do tambor (m)

Q = vazão de sólido que passa pela tela (m^3/h)
K = capacidade de peneiramento ($m^3/h \cdot m^2$)

O valor de K é o produto de cinco fatores apresentados na tabela V-6:

$$K = k_1 \, k_2 \, k_3 \, k_4 \, k_5$$

Tabela V-6
FATORES PARA O CÁLCULO DE PENEIRAS ROTATIVAS

capacidade por m^2 de tela

diâmetro dos furos (pol)	1/8	3/16	1/4	3/8	1/2	3/4	1	1 1/4	1 1/2	2
k_1 $\frac{m^3}{m^2 \cdot h}$	0,7	0,9	1,45	1,7	2,0	2,6	3,0	3,1	3,2	3,5

k_2 em função da fração acumulada de retidos pela tela

φ	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	0,95
k_2	1,10	1,05	1,01	1,00	1,00	0,90	0,75	0,60	0,40	0,20

k_3 em função da eficiência do peneiramento

$E(\%)$	50	60	70	80	85	90	95
k_3	2,1	1,6	1,3	1,0	0,85	0,7	0,3

k_4 em função da inclinação da peneira

inclinação (°)	4	5	6	7	8	9	10
k_4	1,25	1,00	0,83	0,70	0,60	0,55	0,50

k_5 em função do tipo das aberturas e umidade

k_5	aberturas redondas	aberturas quadradas
operação a seco	1,0	1,2
operação a úmido	1,6	1,9

Recomendações gerais:

1. Inclinação mais usada: 5° (até 7°)
2. Comprimento mínimo da seção: 8 m
3. Eficiências mais comuns:

pó e pedrisco: 75 a 90%
pedras 1, 2, 3: 85 a 90%

4. A potência consumida P (em HP) será aproximadamente:

$$P = K'DL$$

K' varía entre 0,9 e 1,3

Os modelos padrões da FAÇO acham-se na tabela V-7.

Tabela V-7

Tipo: $D \times L$ (m)	0,8 x 4	0,8 x 6	1 x 6	1 x 8	1,28 x 6	1,28 x 10
Motor (HP)	4	5	5	7,5	7,5	10
Rotação (RPM)	16	16	15	15	14	14

3. Peneiras agitadas

Neste tipo de peneira a agitação provoca a movimentação das partículas sobre a superfície de peneiramento. Embora possam ser horizontais, geralmente são inclinadas, de modo que o material é transportado ao mesmo tempo em que é feito o peneiramento.

A eficiência é relativamente alta para materiais de granulometria superior a 1 cm, mas é baixa para materiais finos, principalmente quando se pretende uma capacidade elevada.

A frequência de agitação é baixa, variando desde um deslocamento de 20 cm de amplitude por segundo, até 15 de 2 cm de amplitude por segundo. A inclinação é geralmente de 15^{o}, podendo ir até 20^{o}. A capacidade está entre 20 e 80 $t/m^2 \cdot 24h \cdot$ mm de abertura e o consumo de energia é de 0,5 a 1 HP/m^2. Motores de 1 a 5 HP são comuns nestas peneiras. Há peneiras de três estágios, com motores de 5 a 30 HP. As desvantagens são o alto custo de manutenção e da estrutura, além do problema do pó.

A agitação é provocada por excêntricos que permitem regular a frequência e a amplitude de modo a se conseguir experimentalmente a melhor combinação destas variáveis. O excêntrico pode funcionar em plano vertical (fig. V-10a) ou horizontal (fig. V-10b). Geralmente as peneiras agitadas com excêntricos horizontais são mais lentas, sendo cinco deslocamentos por segundo um valor comum.

Os modelos apresentados na fig. V-10 são típicos. Medidas de unidades padronizadas de fabricação nacional acham-se indicadas na tabela V-8.

Certas peneiras são agitadas pelo movimento de um excêntrico na extremidade de carga e de vai-e-vem na outra, onde há um pino que limita o movimento da peneira na direção de uma guia no qual o pino desliza (fig. V-10c).

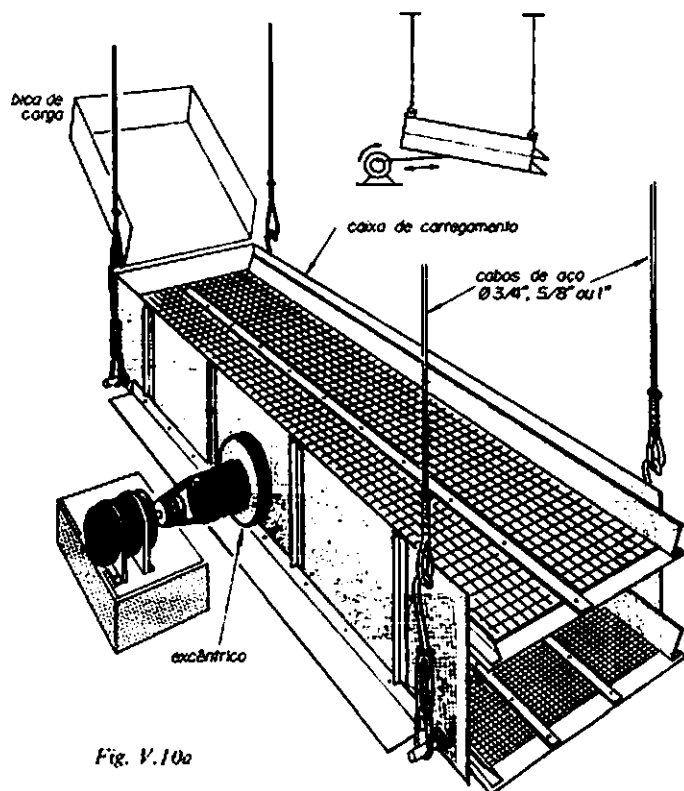
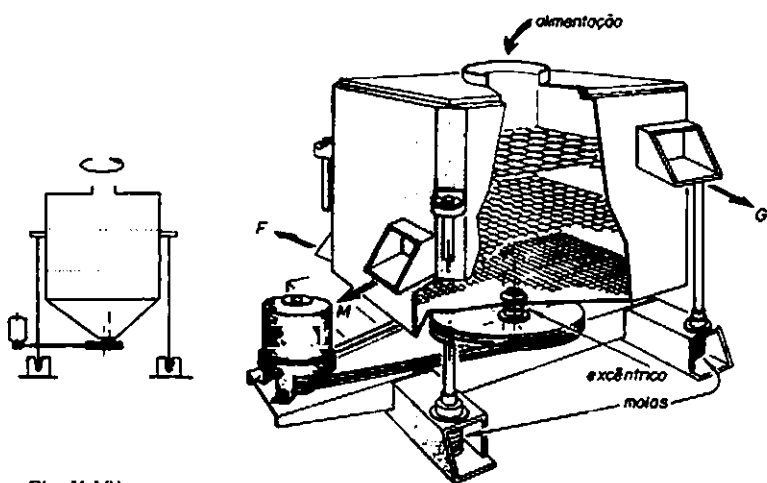



Fig. V.10 – Peneiras agitadas
a. na vertical
b. na horizontal
c. vai-e-vem na descarga

Tabela V-8

Medidas largura x comprimento (m)	1º estágio			2º estágio			3º estágio		
	D	*d*	*P*	*D*	*d*	*P*	*D*	*d*	*P*
1,00 x 2,50	200	5/8	5,0	200	5/8	5,0	250	5/8	5,0
1,00 x 3,00	200	5/8	5,0	250	5/8	5,0	250	5/8	7,5
1,25 x 3,00	200	5/8	5,0	250	5/8	7,5	300	3/4	7,5
1,25 x 3,50	200	5/8	7,5	250	5/8	7,5	300	3/4	10
1,50 x 3,00	200	5/8	7,5	250	5/8	7,5	300	3/4	10
1,50 x 4,00	250	5/8	7,5	300	3/4	10	300	3/4	15
1,80 x 4,00	450	5/8	15	450	3/4	20	450	1	20
1,80 x 5,00	450	5/8	20	450	3/4	25	450	1	30

D = diâmetro do vibrador (mm)
d = diâmetro dos cabos de aço de suspensão (pol)
P = potência do motor HP

4. Peneiras vibratórias

São de alta capacidade e eficiência, especialmente para material fino, quando todas as anteriores apresentam problemas mais ou menos sérios de entupimento.

Há dois tipos gerais: com *estrutura vibrada* ou com *tela vibrada*. Nas primeiras (fig. V-11) a estrutura é submetida a vibração mecânica por meio de excêntricos ou eixos desbalanceados, ou vibração eletromagnética com solenoides. A diferença mais importante entre as peneiras agitadas e as vibratórias reside na freqüência, que é bem maior neste caso (1200 a 7200 ciclos/minuto) e na menor amplitude de vibração (1,5 mm a 10 mm). São ligeiramente inclinadas em relação à horizontal: cêrca de 5 a 10° para operação a úmido e 20° para operação a seco. As malhas utilizadas na indústria química estão entre 2,5 cm e 35 mesh para peneiramento a seco, indo até bem abaixo de 100 mesh para peneiramento a úmido, chegando-se até 225 mesh em alguns casos. A capacidade é elevada, podendo variar entre 50 e 200 t/m² · mm de abertura de malha por 24 horas.

As peneiras com tela vibrada, como o nome indica, têm eletroímans que atuam diretamente sobre a tela (fig. V-12). A frequência é bastante alta (1800 a 7200 vibrações/minuto) e a amplitude é bem pequena. Prestam-se para peneiramento fino (80 a 100 mesh), não sendo recomendadas para trabalho pesado. O consumo de energia é reduzido: uma peneira de 1,20 m x 3,00 consome cêrca de 4 HP. Uma de 0,40 m x 0,80 m consome 1/3 HP. Os inconvenientes deste tipo de peneira são o desgaste excessivo da tela, relativamente aos anterio-

res, e o ruído. Este último problema pode ser atenuado com o emprego de telas emborrachadas ou feitas inteiramente de borracha.

Uma peneira com tela vibrada por meio de bolas de borracha que se movem à custa de um movimento de agitação provocado por um excêntrico, denominada Rotex, é apresentada na fig. V-13.

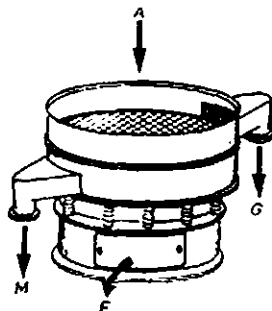



Fig. V.11 – Peneira vibratória circular.

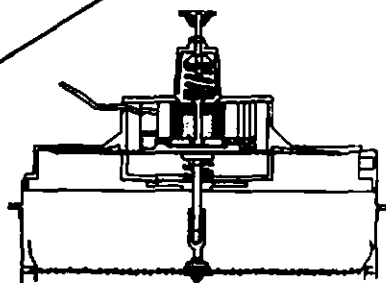
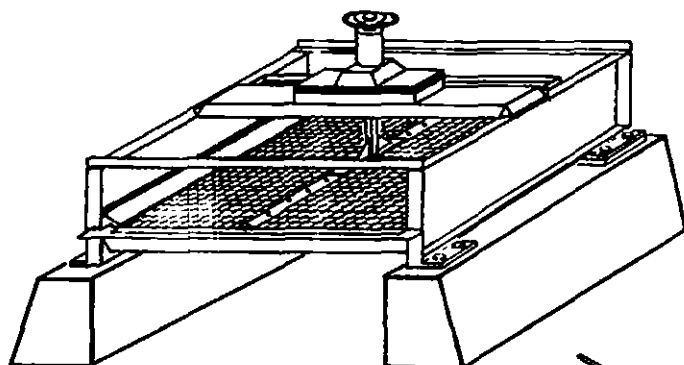



Fig. V.12 – Peneira vibratória com tela vibrada.

bolas de borracha

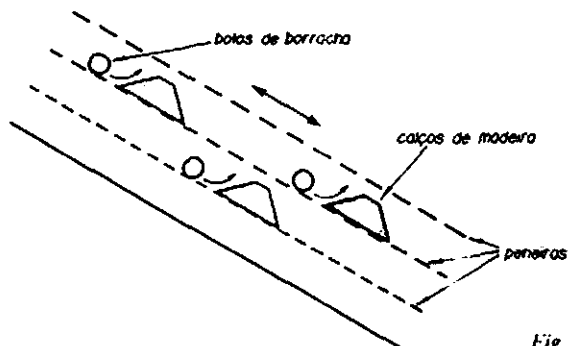
calços de madeira

peneiras

Fig. V.13 – Peneira Rotex.

QUESTÕES PROPOSTAS

V.1. Calcule a porcentagem de abertura da peneira de 35 mesh Tyler. (Rep. 95,4%).

V.2. Justifique a expressão que normalmente se emprega para calcular a rotação crítica de uma peneira de *tambor rotativo*:

$$n = \frac{42,3}{\sqrt{D}} \quad (n \text{ em rpm e } D \text{ em m})$$

V.3. Um hiperfosfato pulveriazado, com a análise granulométrica apresentada na segunda coluna da tabela V-7, é submetido a um peneiramento numa peneira agitada de 48 mesh com a finalidade de eliminar os "finos" que prejudicam a utilização do produto. Quando a peneira está com pouco uso a separação é bem diferente daquela que se consegue depois de alguns meses de uso. As análises granulométricas dos produtos obtidos durante estes dois tipos de operação são apresentadas na mesma tabela.

a) Calcule as eficiências do peneiramento nos dois casos.
b) Compare as produções nos dois casos.
c) Analise os resultados e comente cuidadosamente.

Tabela V-7

	Hiperfosfato				
	Antes do peneiramento	Produto grosso		Produto fino	
		peneira nova	depois de 3 meses	peneira peneira	depois de 3 meses
3/4	0,010	0,012	0,014		
4/6	0,022	0,027	0,031		
6/8	0,063	0,078	0,088		
8/10	0,081	0,100	0,112		
10/14	0,102	0,126	0,142		
14/20	0,165	0,204	0,229		
20/28	0,131	0,162	0,182		
28/35	0,101	0,125	0,104		0,093
35/48	0,095	0,117	0,065		0,171
48/65	0,070	0,029	0,025	0,246	0,186
65/100	0,047	0,015	0,008	0,183	0,146
100/150	0,031	0,005		0,141	0,111
150/200	0,020			0,105	0,071
−200	0,062			0,325	0,222

V.4. Se, devido ao uso, a peneira da aplicação 1 ficar com 2 cm de abertura livre, qual deverá ser a alimentação horária para produzir 15 t/h de grossos? Quais serão as eficiências da nova peneira? (Resp. 42,35 t, grossos 76,1%, finos 79,6%).

V.5. Um embarque de sal de cozinha passa continuamente à razão de 150 t/h através de uma peneira vibratória. O produto desejado deve ter um tamanho entre 48 e 65 mesh Tyler. Por esta razão a peneira tem duas malhas com as dimensões correspondentes a 48 e 65 mesh Tyler. Observa-se que, durante a operação, aparecem partículas maiores e outras menores do que as desejadas nos produtos obtidos. A relação entre as quantidades de sal mais grosso do que o desejado e do sal de granulometria desejada é igual a 2 e a relação entre as quantidades de produto especificado e de

produto mais fino do que o desejado é 5. As análises granulométricas diferenciais são apresentadas na tabela V-8.

a) Verifique a consistência dos dados.

b) Calcule a eficiência global do peneiramento, isto é, a eficiência do sistema das duas peneiras.

c) As dimensões das peneiras são as seguintes: 60 cm de largura por 1,20 m de comprimento. Calcule a capacidade da peneira de 65 mesh admitindo que a de 48 mesh funciona de modo ideal. Repita levando em conta que a peneira de 48 mesh não é ideal.

Tabela V-8

Fração	$\Delta\varphi_i$			
	Alimentação	Grossos	Produto desejado	Finos
10/14	0,000356	0,0008		
14/20	0,00373	0,008	0,0005	0,00003
20/28	0,089	0,189	0,016	0,00012
28/35	0,186	0,389	0,039	0,0009
35/48	0,258	0,337	0,322	0,0036
48/65	0,281	0,066	0,526	0,344
65/100	0,091	0,005	0,067	0,299
100/150	0,062	0,005	0,024	0,237
150/200	0,025	0,001	0,002	0,11

V.6. Demonstre a regra do inverso dos braços de alavanca mencionada no cálculo das quantidades produzidas durante o peneiramento.

V.7. Uma peneira de tambor rotativo está sendo usada para separar em duas frações o material A com a análise granulométrica apresentada na tabela V-9. A superfície lateral da peneira é uma placa perfurada com aberturas circulares de 1,1 cm. As análises granulométricas acumuladas das frações F e G obtidas encontram-se na mesma tabela. Calcule as quantidades produzidas por 13 000 kg de alimentação por hora, as dimensões e a rotação do tambor.

Tabela V-9

D (cm)	*A*	*G*	*F*
1,6	0,07	0,09	
1,4	0,10	0,13	
1,2	0,17	0,28	0,00
1,0	0,29	0,68	0,06
0,8	0,60	0,88	0,39
0,6	0,79	0,97	0,69
0,4	0,94	0,99	0,93

V.8. Os dados da tabela V-10 foram obtidos com uma peneira agitada de 6 mesh Tyler que recebia diretamente o produto de uma mina de carvão à razão de 120 t/h. A finalidade da operação era separar o pó existente no produto britado. Calcule:

a) a quantidade dos produtos da operação;

b) as eficiências da peneira empregada.

Tabela V-10

Frações	Alimentação (kg)	Refugo (kg)	Produto (%)
+ 1/4"	3825	2905	
1/4"/6	1006	767	11,3
6/8			7,8
6/14	750	405	
14/28	303	117	8,6
28/48	219	68	10,2
48/panela	807	278	62,1
	6910	4540	100,0

V.9. Uma tonelada por hora de dolomita é britada e, a seguir, peneirada através de uma peneira de 14 mesh Tyler. As análises granulométricas são apresentadas na tabela V-11.

Tabela V-11

Peneira	Alimentação (kg)	Finos (produto) (%)	Grossos (reciclo) (%)
4	14,3		20,0
8	20,0		28,0
14	20,0		28,0
28	28,5	40,0	24,0
48	8,6	30,0	
100	5,7	20,0	
-100	2,86	10,0	

Calcule a eficiência da peneira, a quantidade do produto obtido e o reciclo.

V.10. Supondo que a peneira da aplicação 1 seja de 35 mesh Tyler e que a produção desejada seja de 5 t/h, calcule:

a) a alimentação necessária;
b) as eficiências;
c) as medidas da peneira, supondo que ela seja agitada.

V.11. A mistura de dois minerais *A* e *B* deve ser submetida a um peneiramento de modo a obter uma fração classificada com diâmetro da ordem de 35 mesh Tyler, antes de ser separada por flotação. Para tanto, duas peneiras agitadas serão utilizadas. Uma com abertura próxima de 20 mesh e, a outra, com 48 mesh Tyler.
A análise granulométrica do material alimentado é a seguinte (tabela V.12).

Tabela V-12

frações	porcentagens retidas
10/14	5,1
14/20	12,3
20/28	25,8
28/35	38,0
35/48	10,2
48/65	6,8
65/100	1,8

Admitindo que as peneiras tenham comportamento ideal, faça previsão:

a) do peso das frações a serem obtidas por 100 kg de alimentação;
b) da área das peneiras. (Resp.: grossos 17,4 kg, médios 74,0 kg, finos 8,6 kg; 3,5 m^2, 8,1 m^2).

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

(1) W.S. Tyler Co.; Taggart: "Handbook of Mineral Dressing"; Newton: *Rock Products*, 35:26 (1932) em Perry, J.H. (ed.): "Chemical Engineers' Handbook", 3ª ed., p. 960, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1950.
(2) Kohn: *Eng. Mining J.*, 143 (7): 60/61, 94 (1942).
(3) Perry, J.H. (ed.), loc. cit., p. 960.
(4) McCabe, W.L. e J.C. Smith: "Unit Operations of Chemical Engineering", p. 324, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1956.
(5) Adaptada de um catálogo de Wilson Marcondes S.A. Indústria e Comércio de Máquinas.
(6) Mathews, C.W.: *Chem. Eng.*, Deskbook Issue 15 de fevereiro de 1971: 99 (1971).
(7) Brown, G.G. e associados: "Operaciones Basicas de la Ingenieria Quimica", p. 24, John Wiley & Sons, Inc., New York, tradução espanhola de Manuel Marin & Cia., Editores, 1955.
(8) Fábrica de Aço Paulista S.A.: "Manual de Britagem", p. 4.22, São Paulo.

CAPÍTULO 6

Mistura de sólidos

A mistura de sólidos não é uma operação fácil de realizar. Gases e líquidos misturam-se expontaneamente por difusão, porém a mistura íntima de sólidos, além de consumir bastante energia, requer a moagem prévia das partículas até uma granulometria bastante fina. É uma operação industrial muito frequente, servindo de exemplos o preparo de produtos farmacêuticos, dos pós de moldagem e das areias de fundição, o "compouding" de plásticos e a produção de fertilizantes mistos e de produtos agro-pecuários em pó.

Tipos de operação

Quando os sólidos a misturar são constituídos de partículas de fácil escoamento, a operação de mistura pode ser realizada a *sêco* e um alto grau de mistura é frequentemente conseguido sem muita dificuldade. Se a umidade do material fôr elevada, é preferível operar a *úmido*. O equipamento é bastante diferente num caso e outro. No momento, nossa atenção estará focalizada principalmente na mistura de sólidos granulares sêcos.

Equipamento utilizado

Há uma variedade de modelos em uso. Alguns equipamentos já apresentados, como o transportador helicoidal, as moendas e os moinhos de bolas, prestam-

se muito bem para a finalidade. Outros dispositivos serão considerados a seguir. Alguns operam em *batelada*, enquanto outros são *contínuos*.

O tipo mais simples de misturador de batelada é o *tambor rotativo* com chicanas radiais (fig. VI-1). A carga é feita até a metade da capacidade do tambor e a operação dura geralmente de 5 a 20 minutos. O conteúdo é descarregado por uma abertura lateral diretamente sobre um transportador. Deve-se levar em conta a rotação do tambor, que geralmente é 50 a 60% da rotação crítica. O consumo de energia é inferior ao dos misturadores helicoidais de fita de aço. O acionamento pode ser feito por meio de engrenagens ou correias cujo número depende do tamanho do tambor, da carga e diâmetro das polias. Usam-se geralmente 2, 5 ou 8 correias.

Um tipo especial de tambor rotativo é a conhecida betoneira utilizada no preparo do concreto. A carga e a descarga são feitas pela boca do tambor, que muitas vezes é basculante e tem a forma de pera ou cogumelo.

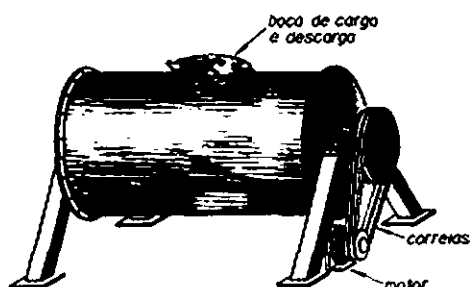



Fig. IV.1 – Misturador de tambor.

Misturadores de impacto são utilizados para sólidos muito finos, como os inseticidas e alguns produtos farmacêuticos. Os ingredientes bem sêcos são alimentados continuamente no centro de um disco de 20 a 70cm de diâmetro, girando em alta rotação (1750 a 3500 rpm) no interior de uma carcaça (Fig. VI-2). Geralmente o disco é horizontal, mas também há modelos com discos verticais. A mistura é realizada durante o impacto das partículas contra a carcaça. Misturadores deste tipo podem ser utilizados em série, a fim de melhorar a uniformização. A capacidade varia entre 1 e 25 t/h para materiais de escoamento fácil.

Os *misturadores em V* constituem um tipo bastante comum na indústria. Dois cilindros curtos, unidos pela base de modo a formar um ângulo próximo de 90°, giram em torno de um eixo horizontal conforme indicado na fig. VI-3. Os cilindros podem ter comprimentos diferentes. Estes misturadores funcionam em bateladas que ocupam a metade do volume total. O tempo de mistura é de 5 a 20 minutos. Com vários *V* em série obtém-se um misturador em zig-zag e que, se fôr ligeiramente inclinado, permite realizar operação contínua.

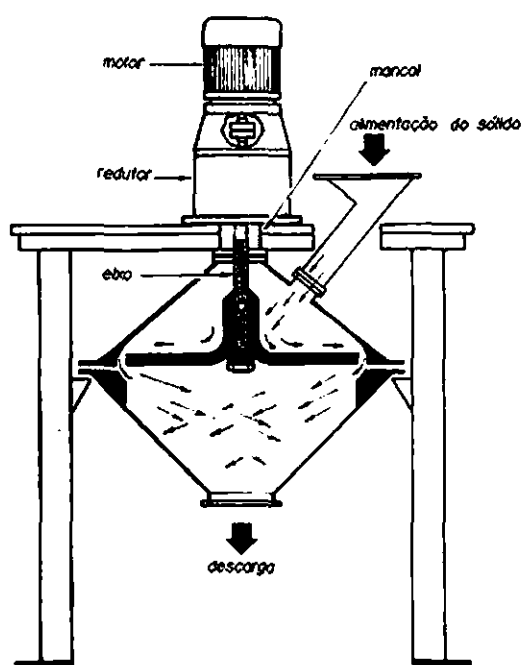



Fig. VI.2 – Misturador de impacto.

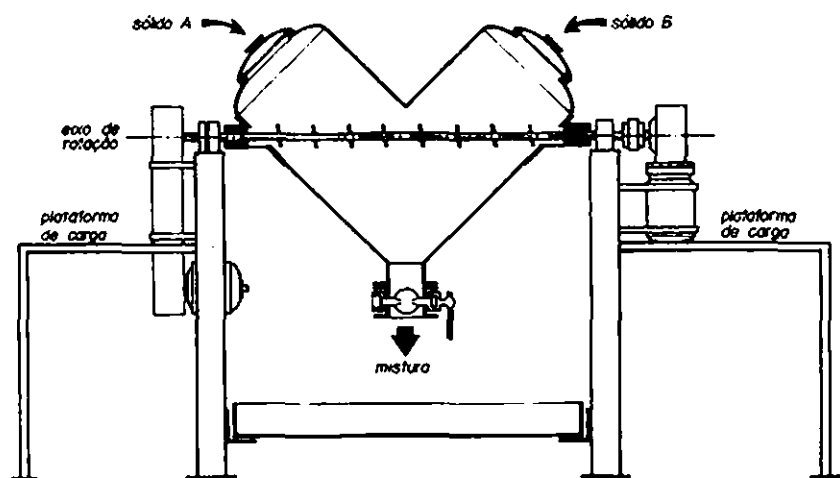



Fig. V.3 – Misturador em V.

O *misturador de duplo cone* (fig. VI-4) é constituído de dois cones unidos pela base maior e que giram em torno de um eixo no plano da base. A carga e a descarga são feitas pelos vértices. Há misturadores de duplo cone com agitadores internos adicionais e que permitem realizar a mistura em apenas dois minutos. Um modelo variante, mais eficiente, é apresentado na fig. VI-5.

Todos os dipositivos que acabamos de descrever funcionam em batelada, que é o tipo de operação mais indicado para realizar a mistura de sólidos devido à facilidade de controle. Mas também há misturadores contínuos. A operação contínua pode ser realizada em *moendas* do tipo já visto, quando tratamos da moagem de sólidos (fig. III-14) ou em misturadores *helicoidais* com a característica particular de terem helicoides feitas com chapas metálicas onduladas ou com fitas de aço afastadas do eixo. Um *moinho de bolas* também se presta muito bem para realizar a mistura contínua de sólidos.

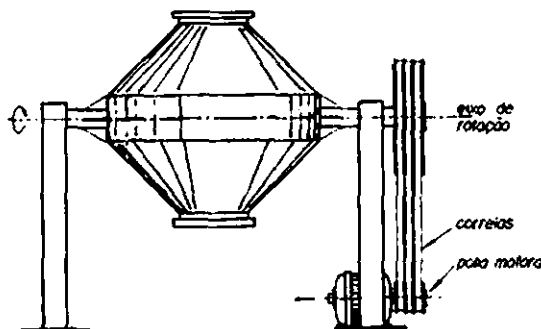



Fig. VI.4 – Misturador de duplo cone.

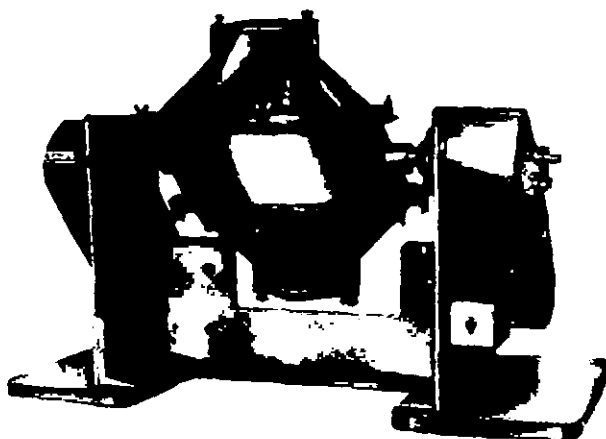



Fig. VI.5 – Modelo variante do misturador de duplo cone.

Controle da operação

Ao contrário do que acontece com os fluidos em geral, os sólidos particulados nunca atingem um estado de perfeita uniformidade ao serem misturados. O melhor que se consegue é um estado de desordem global média, isto é, um estado de dispersão das partículas que não prevalece à medida que a porção examinada vai ficando menor.

Os métodos estatísticos constituem a ferramenta ideal para se proceder à avaliação do resultado das operações de mistura de sólidos. Esta avaliação consiste basicamente em obter o valor da composição mais provável da batelada em cada instante. O procedimento será descrito a seguir, para depois definirmos os parâmetros de uniformidade mais utilizados.

Várias amostras (num total de n) são retiradas simultaneamente de diversos pontos da batelada que está sendo misturada, sendo analisadas individualmente e dando como resultado a fração em peso a do sólido A em cada uma. A composição média $\bar{a}$ será obtida com a condição imposta para que a soma dos quadrados dos desvios $a - \bar{a}$ seja mínima.

Com base nesta teoria, pode-se definir um *critério de uniformidade C* da batelada e que será calculado extraindo a raiz quadrada do quociente entre a soma dos quadrados dos desvios e o produto do número de amostras analisadas pelo quadrado do valor mais provável da composição:

$$C = \sqrt{\frac{\sum_{1}^{n} (a - \bar{a})^2}{n\,\bar{a}^2}}$$

Quando as partículas da mistura estiverem em completa desordem, isto é, quando a batelada estiver perfeitamente uniformizada, todas as composições a serão iguais à composição média $\bar{a}$, resultando $C = 0$. No início da operação o valor de C é

$$C_O = \sqrt{\frac{1 - \bar{a}}{\bar{a}}}$$

Este critério não e satisfatório porque, apesar de C tender a zero à medida que a ordem vai diminuindo, o valor inicial C_O varia com a composição[1].

O *índice de uniformidade I* definido por Michaels[2] é um critério real para medir o grau de complementação da mistura. É a relação entre C e C_O:

$$I = \sqrt{\frac{\sum_{1}^{n} (a - \bar{a})^2}{n\,\bar{a}\,(1 - \bar{a})}}$$

No início da operação $C = C_O$, e portanto $I = 1$. Quando a batelada estiver completamente misturada resultará $I = 0$.

Velocidade de operação

O problema fundamental do engenheiro químico ao projetar um misturador de sólidos não é tão somente medir o grau de uniformidade da mistura, mas prever em quanto tempo a batelada atingirá o grau de uniformidade desejado ou, o que é ainda mais difícil, calcular o volume de um misturador contínuo que seja capaz de proporcionar a homogeinização especificada em regime permanente. A teoria é insuficiente para solucionar este problema, de modo que os ensaios em escala semi-industrial ou de usina piloto ainda constituem o guia prático mais seguro para o projeto do equipamento. Não obstante, muito se tem estudado sobre o assunto, mas sob um prisma bastante teórico. Sabe-se que três mecanismos desempenham papel importante na mistura de sólidos:

1º) *Convecção*
Por este mecanismo, grupos de partículas movem-se de um ponto a outro do sólido granular, como na convecção fluida, dando origem à denominada *mistura convectiva*.

2º) *Difusão*
Agora são partículas isoladas que se movimentam através das interfaces recém criadas na massa do sólido durante a operação. Este mecanismo assemelha-se à difusão fluida e porisso a operação é denominada *mistura por difusão*.

3º) *Cisalhamento*
Planos de escorregamento são formados no seio do sólido granular durante a mistura, provocando o deslocamento relativo de porções mais ou menos grandes de material de um ponto a outro da batelada. É a *mistura por cizalhamento*.

Estes três mecanismos ocorrem em grau variável nas diversas operações de mistura. Um misturador helicoidal de fita, por exemplo, provoca mistura convectiva praticamente pura, ao passo que no misturador de tambor ocorre principalmente mistura por difusão e cizalhamento.

As expressões que permitem calcular a velocidade de mistura poderiam ser desenvolvidas para cada um destes possíveis mecanismos, porém o seu alcance prático seria realmente pequeno. A mistura envolve uma situação de equilíbrio ou de desordem uniforme no seio do material, sendo de esperar que um índice de mistura apropriado seja uma função exponencial do tempo. Kramers[3]

introduziu o *grau de mistura M*, que varia desde zero, para material não misturado, até um, quando ele está uniformizado. É definido pela relação:

$$M = \frac{\sigma_O^2 - \sigma^2}{\sigma_O^2 - \sigma_u^2}$$

onde σ_O = desvio padrão da amostra não misturada.
σ = desvio padrão da amostra no instante genérico θ durante a mistura.
σ_u = desvio padrão do material completamente misturado.

Observa-se que M independe do tamanho da amostra e que, além disso, no início da operação ($\sigma = \sigma_O$) tem-se $M = 0$. Para amostra completamente uniformizada ($\sigma = \sigma_u$), resulta $M = 1$. Lacey[4] provou que, para partículas de mesmo tamanho,

$$\sigma_u = \sqrt{\frac{a(1-a)}{N}}$$

e

$$\sigma_O = \sqrt{a(1-a)}$$

N = número total de partículas da batelada.
a = proporção das partículas do material A na batelada.

Buslik[5] extendeu estes resultados para partículas de tamanhos diferentes. A relação entre o grau de mistura assim definido e o tempo deverá ser do tipo:

$$M = 1 - e^{-c\theta}$$

θ = tempo de mistura.
c = constante que depende da natureza das partículas e da ação física do misturador. Sabe-se que, no caso de misturas realizadas em tambores rotativos, esta constante depende das seguintes variáveis[6]:

volume total do material
inclinação do tambor
rotação
granulometria de cada componente
densidade de cada componente
volume relativo dos componentes

É óbvio que o valor de c só pode ser obtido experimentalmente, porém o efeito qualitativo das diversas variáveis é ressaltado na expressão apresentada. Sua utilidade é grande quando se pretende alterar as condições de uma operação existente ou prever o funcionamento de um misturador que será utilizado numa situação diferente daquela na qual seu desempenho já é conhecido.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

(1) Badger, W.L. e J.T. Banchero: "Introduction to Chemical Engineering", p. 616, McGraw – Hill Book Company, Inc., New York, 1955.
(2) Michaels, A.S. e V. Puzinauskas: *Chem. Eng. Progr., 50:604/14 (1954).*
(3) Kramers, H., G.M. Baars e W.H. Knoll: "A Comparative Study on the Rate of Mixing in Stirred Tanks", *Chem. Eng. Sci.*, 2:35 (1953).
(4) Lacey, P.M.C.: "Development in the Theory of Particle Mixing", *J. Appl. Chem.*, 4:257 (1954).
(5) Buslik, D.: "Mixing and Sampling With Special Reference do Multi-sized Granular Particicles", *ASTM Bull* 165:66 (1950).
(6) Coulson, J.M. e N.K. Maitra: "The Mixing of Solid Particles", *Ind. Chem.*, 26:55 (1950).

CAPÍTULO 7

Armazenamento de sólidos

Raramente o escoamento de materiais na indústria é suficientemente uniforme para que se possa trabalhar sem armazenamento, mesmo nas operações contínuas. Muitas matérias primas são recebidas em grandes carregamentos e para elas deverá haver amplas facilidades de armazenamento. Os produtos são geralmente armazenados antes da venda e há sempre necessidade de um grande número de tanques, depósitos e silos que funcionam como pulmões normalizadores de vazão dos produtos intermediários entre as unidades processuais. Embora de função modesta, os depósitos de materiais são na realidade auxiliares indispensáveis na indústria de processo químico.

Os sólidos em particular, por razões evidentes, requerem proporcionalmente mais armazenamento do que os fluidos. É comum, por exemplo, a entrega de enormes carregamentos de sólidos, suficientes para garantir o funcionamento ininterrupto do processo durante semanas e até meses. Composições inteiras de estrada de ferro costumam transportar sal, carvão, minério de ferro, bauxita, enxofre e calcáreo para as fábricas. Muitas vezes o transporte de sólidos na própria fábrica é intermitente, o que obriga a projetar o processo com muito armazenamento intermediário. A fragmentação, a mistura, a dissolução, a secagem e muitas outras operações envolvendo sólidos granulares são descontínuas por motivos como o super-dimensionamento, geralmente intencional, dos equipamentos, ou a conveniência de se trabalhar menos tempo por dia com esses equipamentos do que com os demais. É o caso de certos

britadores, moinhos, peneiras e picadores, que são programados para trabalhar apenas durante o dia.

Muitas vezes o *engenheiro de projeto ou operação* obtém resultados insatisfatórios de alimentadores, misturadores ou sistemas de embalagem de sólidos, culpando-os indevidamente pelo mau desempenho, quando na verdade o problema está localizado a montante do equipamento, ou, mais precisamente, no ponto de descarga do armazenamento. Variações de vazão, densidade e umidade prejudicam o funcionamento desses equipamentos. Todos estes fatos justificam a importância do estudo do armazenamento de sólidos.

Propriedades dos sólidos armazenados

Um sólido é sempre mais difícil de manusear do que um fluido, em virtude de suas características muito variáveis. Há sólidos em blocos sólidos, granulares ou em pó impalpável, lisos, angulosos, quentes, pegajosos, higroscópicos, frágeis, abrasivos e até explosivos. O armazenamento deverá levar em conta todas estas características.

Interessam-nos particularmente os *sólidos granulares*. De um modo geral eles apresentam muitas das propriedades dos fluidos, exercendo pressão e escoando mais ou menos como um fluido não-newtoniano. Mas há diferenças importantes de comportamento.

1º) Um líquido não resiste à *deformação*, ao passo que um sólido particulado, graças ao travamento mútuo das partículas, resiste, desde que o esforço aplicado não supere um valor crítico. A partir desse ponto as partículas deslocam-se em camadas, umas sobre as outras, com o conseqüente aparecimento de forças de atrito entre as partículas.

2º) Quando uma *pressão* é exercida sobre um líquido, ela transmite-se integralmente em todas as direções. No caso de sólidos granulares a pressão exercida numa direção origina pressões em outras direções, mas elas são sempre menores do que a pressão aplicada. Seu valor é mínimo na direção perpendicular à da pressão aplicada.

3º) Quando uma tensão de *cizalhamento* é aplicada na superfície de uma massa estática de sólidos granulares, ela se transmite através da massa, a não ser que ocorra ruptura do material. Certos sólidos resistem mais, outros menos, à ruptura. Partículas pegajosas e irregulares conferem boa resistência ao conjunto. Outras são arredondadas e a massa rompe-se com pouco esforço. Os sólidos do primeiro tipo são *coesivos*. Estes últimos são os *não-coesivos*. Os sólidos coesivos dificilmente escoam através da abertura de um silo e o seu armazenamento oferece dificuldades, tanto na carga, como na descarga. É o caso de certas pastas e da argila úmida. Os não-coesivos escoam com mais facilidade, sendo exemplificados pelos cereais, os "pellets" de plástico e os cristais finos e secos.

4º) A *densidade* de um líquido varia com a temperatura e depende um pouco da pressão. Já a densidade dos sólidos granulares pode variar bastante com outros fatores, como o grau de compactação da massa, que por sua vez depende da granulometria, da forma e do modo como as partículas são colocadas no equipamento. Se as partículas forem simplesmente despejadas, o material poderá ficar "fôfo", "aberto" ou "solto". Se forem despejadas em água, o adensamento aumentará. Havendo vibração, o grau de compactação ficará maior ainda.

Tipos de Armazenamento

Matérias primas volumosas são armazenadas a granel em *pilhas ao ar livre.* É o caso dos minérios e da madeira destinada à produção de celulose. Este tipo de armazenamento é econômico, mas apresenta inconvenientes, um dos quais é a dificuldade de movimentar o sólido na ocasião do seu emprego. Para tal fim deve-se lançar mão de pás carregadeiras, vagonetas, esteiras móveis e, algumas vezes, caminhões basculantes, tratores ou escavadeiras. Por outro lado, há sempre o perigo da degradação de qualidade. A madeira, por exemplo, vai apodrecendo e certas matérias primas são prejudicadas pelo pó, a chuva, a umidade e pela ação da luz e outros efeitos como secagem, ação do vento e compactação. Não obstante, um grande número de produtos são empilhados ao ar livre, sendo este o único meio econômico para grandes quantidades. Carvão, minérios, enxofre, rocha fosfática, areia monazítica, bauxita, calcáreo, argila, caulim, escória, hematita, sal e sucatas de metal são exemplos típicos.

O armazenamento em *pilhas dentro de galpões* também é feito no caso de materiais que devem ser mantidos secos ou úmidos, conforme o caso, ou protegidos do tempo. Neste caso a utilização do sólido armazenado é mais fácil devido à maior proximidade do equipamento onde vai ser processado, porém a descarga é dificultada. Em geral este tipo de armazenamento é utilizado para matérias primas pouco volumosas e de maior valor do que as que são armazenadas ao ar livre. Constituem exemplo os *fertilizantes* e a *barrilha.*

O armazenamento em *embalagem individual,* como tambores, barricas, caixas, fardos e sacos plásticos ou de papel, só se justifica no caso de matérias primas que chegam à fábrica embaladas dessa forma ou de produtos acabados que devem ser vendidos nesses vasilhames. Em caso contrário, este tipo de armazenamento é anti-econômico.

O armazenamento em *depósitos abertos* e *silos fechados* constitui a melhor prática industrial na indústria química. Quando o material chega à fábrica, ou logo que é produzido, vai para o silo por meio de um transportador-elevador. A descarga é feita pela simples abertura da parte inferior do silo na ocasião do uso ou da embalagem final. O inconveniente relativamente aos armazenamentos

anteriores é o custo elevado e o consumo de área e elevação no interior dos edifícios de fabricação. Há silos e depósitos externos, porém ainda assim o custo é relativamente alto em comparação com o dos armazenamentos em pilhas. Silos e depósitos são utilizados para cavacos de madeira, sementes, cereais, plásticos, catalisadores, alumina, silica, produtos intermediários de fabricação, alimentos desidratados, cal, pigmentos e produtos químicos em geral.

A diferença fundamental entre um depósito e um silo é a relação entre a altura e o diâmetro que, no caso de um silo, é bem maior. Além disso, um silo é sempre fechado, enquanto que um depósito pode ser aberto. Um silo é geralmente de secção cilíndrica, mas também pode ser retangular. É alto, sendo carregado pelo tôpo e descarregado pela base através de um funil de descarga. Silos podem ser construídos de madeira, aço, concreto, alumínio, inox, alvenaria ou plástico reforçado.

Esforços em leitos granulares soltos

Suponhamos um esforço p_v aplicado em determinado ponto de um sólido granular. Sem prejuízo da generalidade, vamos admitir que ele seja vertical. Este esforço é transmitido em outras direções na massa do sólido, sendo mínimo na direção perpendicular à do esforço aplicado. No nosso caso é o esforço horizontal, p_h. Para um dado valor de p_v, o esforço p_h poderá ser maior ou menor dependendo do tipo de sólido, isto é, de sua natureza, granulometria, forma das partículas, grau de compactação, umidade e características de aderência. Para sólidos compactos e coesivos o valor de p_h será pequeno, sendo maior no caso de sólidos granulares soltos ou frouxos, como os cereais. De um modo geral pode-se escrever

$$p_h = K\, p_v$$

O valor de K tende a zero para sólidos coesivos e aumenta à medida que o sólido vai ficando de escoamento mais fácil, estando seu valor geralmente situado entre 0,3 e 0,6.

Num plano qualquer formando um ângulo θ com a horizontal (onde p_v está atuando) o esforço normal será representado por σ. Consideremos o elemento de dimensões infinitesimais e secção triangular na massa do sólido granular (fig. VII-1a). O plano da hipotenusa, de comprimento dx, profundidade dy e área $dA = dx \cdot dy$, será o plano inclinado onde atua o esforço σ. Além desta tensão normal deverá haver uma tensão de cizalhamento τ atuando paralelamente ao plano da hipotenusa, para poder equilibrar os esforços desiguais p_v e p_h. Os esforços que atuam nos três planos considerados acham-se representados em secção transversal na fig. VII-1B.

Em linhas mais reforçadas nos catetos estão representadas as componentes segundo as direções de σ e τ (respectivamente normal e paralela à hipotenusa).

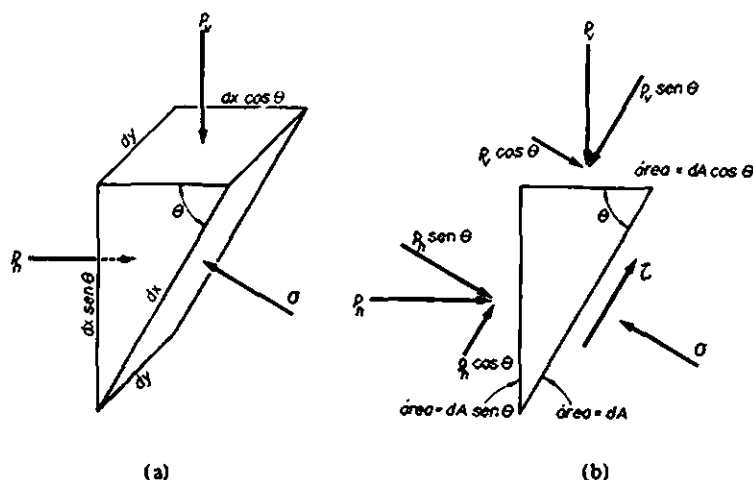



Fig. VII.1 – Esforços em leitos granulares soltos.

Os valores de σ e τ poderão ser calculados através dos balanços de forças nessas direções:

$$\sigma dA = p_h \operatorname{sen}\theta \cdot dA \operatorname{sen}\theta + p_v \cos\theta \cdot dA \cos\theta$$

$$\tau dA + p_h \cos\theta \cdot dA \operatorname{sen}\theta = p_v \operatorname{sen}\theta \cdot dA \cos\theta$$

Lembrando que $\operatorname{sen}^2\theta = 1 - \cos^2\theta$ e simplificando, tira-se

$$\sigma = (p_v - p_h)\cos^2\theta + p_h \quad (1)$$

$$\tau = (p_v - p_h)\operatorname{sen}\theta \cdot \cos\theta \quad (2)$$

Pode-se observar que $\sigma = p_v$ quando $\theta = 0^o$ e $\sigma = p_h$ quando $\theta = 90^o$, o que era de esperar. Em nenhum destes dois casos existe tensão de cizalhamento.

Um diagrama com os valores correspondentes de σ e τ (para diversos valores de θ) é o conhecido *círculo de Mohr*, com diâmetro $p_v - p_h$ e centro C sobre o eixo σ à distância $\frac{p_v + p_h}{2}$ da origem O (fig. VII-2). Os pontos correspondentes a $\theta = 0^o$ e $\theta = 90^o$ são respectivamente P_o e M.

As expressões (1) e (2) permitem tirar τ em função de σ:

$$\tau = (\sigma - p_h)\tan\theta$$

Esta expressão revela que o ângulo θ é o representado na fig. VII-2, com vértice no ponto M. De fato,

$$\tan\theta = \frac{\tau}{\sigma - p_h} = \frac{\overline{PQ}}{\overline{MQ}}$$

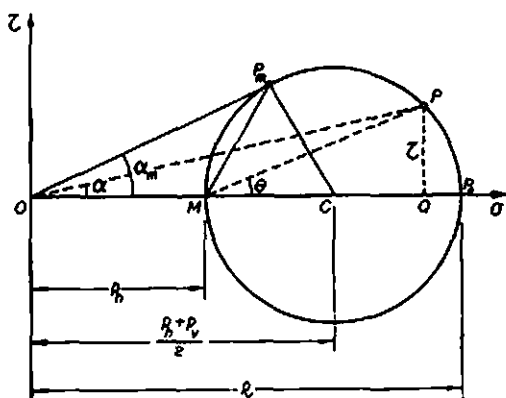



Fig. VII.2 – Círculo de Mohr.

À medida que θ varia, o ponto P descreve o círculo de Mohr e a relação entre τ e σ vai variando. É igual a zero no ponto P_o, quando $\theta = 0^o$, vai aumentando à medida que θ aumenta, passa por um máximo e começa a decrescer até voltar a zero no ponto M, quando $\theta = 90^o$ (*)

Observando-se que

$$\frac{\tau}{\sigma} = \tan\alpha,$$

onde α é o ângulo formado pela reta OP com o eixo das abscissas, conclui-se que o máximo da relação τ/σ ocorre quando α também é máximo, isto é, no ponto P_m de tangência. O ângulo α_m correspondente pode ser relacionado com K:

$$\text{sen}\ \alpha_m = \frac{p_v - p_h}{p_v + p_h} = \frac{1 - K}{1 + K}$$

Esta relação foi confirmada empiricamente por Jenike[6]. Pode-se também tirar K em função de α_m

$$K = \frac{1 - \text{sen}\ \alpha_m}{1 + \text{sen}\ \alpha_m}$$

Então, dado K tem-se α_m e vice-versa. Para sólidos coesivos K é próximo de zero e então α_m é próximo de 90^o. Para sólidos de escoamento fácil o valor de K é maior e portanto α_m será menor. Quando as partículas são arredondadas, lisas e muito finas, α_m é elevado. Para os valores de K entre 0,3 e 0,6 mencionados para sólidos de fácil escoamento resulta α_m entre 15^o e 30^o.

(*) Ver expressões (1) e (2).

Vimos que, se um material granular fôr despejado sobre uma superfície plana horizontal, a pilha formada fará um ângulo α_e(*) com o plano. É o *ângulo de repouso* estático do material. Se o sólido fosse homogêneo os ângulos α_m e α_e deveriam ser iguais. Na prática, todavia, o ângulo de repouso resulta menor porque as partículas da superfície externa da pilha estão menos compactadas e, além disso, são geralmente mais secas e conseqüentemente menos pegajosas e aderentes do que as partículas internas.

A tangente do ângulo α_m é o coeficiente de atrito entre as lâminas do material. Varia com o tipo de material, com as propriedades como granulometria, forma das partículas e características de aderência, umidade e grau de compactação. Para informação, a tabela II-5 do Cap. II apresenta valores de α_e para diversos materiais de importância industrial. O ângulo de saída de um silo deve ser maior do que o de repouso, pois em caso contrário o sólido não sairá do depósito. Deve-se levar em conta também que êste ângulo varia consideravelmente com a granulometria, a forma e a umidade do material, sendo imperioso porisso trabalhar com larga margem de segurança a fim de garantir a descarga do silo em qualquer situação.

Esforços em silos e depósitos

Contrariamente ao que sucede com os líquidos, a pressão lateral exercida por um sólido granular sobre qualquer ponto da parede de um silo é inferior à prevista com base no peso do material que se encontra armazenado acima daquele ponto. De fato, existe atrito entre o sólido e as paredes do silo e êste efeito se faz sentir em toda a massa do material por causa do travamento mútuo das partículas, dando como resultado o alívio de uma parte importante do peso do material sobre a base do silo. Em casos extremos a força de atrito nas paredes e o travamento das partículas são suficientes para evitar a queda do material a partir de um dado ponto do depósito, mesmo que se retire todo o material armazenado abaixo naquele ponto. As partículas sólidas formam uma verdadeira estrutura em forma de domo ou abóbada. Este efeito de arqueamento tem que ser evitado, pois ele torna impossível retirar o material do interior do silo por escoamento. Há recursos como a vibração das paredes ou do sólido, a introdução de alavancas no material, o emprego de agiradores internos ou o uso de jatos de ar comprimido ou vapor para conseguir o esvaziamento, mas convém evitar que isto venha a ser necessário. A vibração, por exemplo, se não fôr interrompida quando cessa a retirada de material, poderá agravar o arqueamento em virtude da maior compactação que ela provoca.

(*) α_d se o plano fôr vibrado.

O cálculo dos esforços na base dos silos e depósitos é importante, tanto para o cálculo estrutural como sob o ponto de vista operacional. Seja o depósito da fig. VII-3. Utilizaremos a seguinte nomenclatura:

D = diâmetro do depósito
S = secção transversal do depósito
h_T = altura total do sólido armazenado
ρ = densidade aparente do sólido
μ = coeficiente de atrito entre as partículas e a parede do depósito
g = aceleração local da gravidade
g_c = fator de consistência.

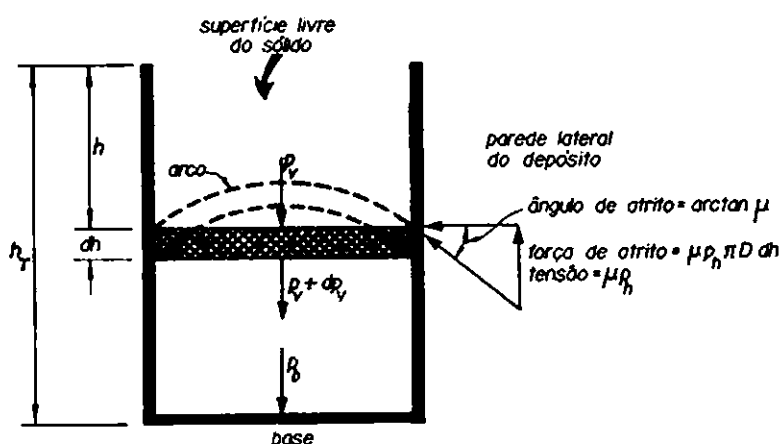



Fig. VII.3 – Esforços em silos.

Consideremos uma camada de sólidos de espessura infinitesimal dh, situada à profundidade h da superfície livre do sólido no depósito. A pressão exercida sobre a face superior desta camada é p_v enquanto a face inferior transmite uma pressão $p_v + dp_v$. A pressão horizontal exercida sobre a parede é $p_h = Kp_v$. A força de atrito atua verticalmente de baixo para cima, sendo igual a $\mu K p_v(\pi D dh)$. O aumento de pressão dp_v resulta da diferença entre o peso da camada e a força de atrito na parede. Um balanço de forças na camada elementar considerada pode ser escrito como segue:

$$S\,dp_v = \frac{g}{g_c}\,\rho\,S\,dh - \mu\,K p_v\,\pi D dh$$

Dividindo por $S = \dfrac{\pi D^2}{4}$ e rearranjando, vem:

$$dh = \frac{dp_v}{\dfrac{g}{g_c}\,\rho - \dfrac{4K\mu}{D}\,p_v}$$

Supondo D, K e μ constantes no interior do depósito e integrando entre $p_v = 0$ no tôpo e $p_v = p_B$ na base, resulta

$$h_T = \frac{D}{4K\mu} \int_0^{p_B} \frac{dp_v}{\frac{D\rho}{4K\mu} \cdot \frac{g}{g_c} - p_v}$$

$$h_T = -\frac{D}{4K\mu} \ln \frac{\frac{D\rho}{4K\mu} \cdot \frac{g}{g_c} - p_B}{\frac{D\rho}{4K\mu} \cdot \frac{g}{g_c}}$$

A pressão na base do depósito pode finalmente ser calculada:

$$p_B = \frac{D\rho}{4K\mu} \cdot \frac{g}{g_c} \left(1 - e^{-\frac{4K\mu}{D} h_T}\right) \qquad (3)$$

Esta é a equação de Jannssen, já confirmada experimentalmente diversas vezes[1] e que permite concluir que a pressão exercida pelo sólido na base de um silo não aumenta linearmente com a altura h_T do material armazenado, como aconteceria se ele fosse um líquido. Um diagrama típico mostrando a relação entre a pressão na base e a altura encontra-se na figura VII-4 tirada de um trabalho de Rudd[2]. Um depósito circular de 0,254 mm de diâmetro, contendo cubos de poliestireno de 1/8" recebe uma pressão máxima na base de cerca de 147 kg/m². Como acontece com muitos sólidos granulares, quando a altura do material atinge mais ou menos três vezes o diâmetro do depósito, os sólidos adicionais praticamente não têm mais efeito sobre a pressão na base.

Se o depósito não tiver secção circular, o diâmetro deverá ser substituído por quatro vezes o raio hidráulico (relação entre a secção transversal e o perímetro). O coeficiente de atrito pode ser obtido experimentalmente medindo-se o menor ângulo que um plano inclinado deve fazer com a horizontal para provocar o escoamento do material. *O coeficiente de atrito μ é* a tangente desse ângulo. Para materiais granulares escoando sobre concreto armado ou metal, μ varia entre 0,35 e 0,55[3].

Quando as paredes do depósito não são verticais, a pressão na base é menor do que a prevista pela fórmula de Jannssen se o ângulo entre a parede e a vertical fôr menor do que 5°. Se este ângulo fôr maior do que 10°, a pressão será maior do que no caso de paredes verticais[4]. A pressão vertical durante a descarga é 5 a 10% maior do que com o material estático.

Esvaziamento de silos e depósitos

Apesar da tendência dos sólidos armazenados sairem por qualquer abertura próxima do fundo de um silo, consegue-se melhor resultado fazendo a saída

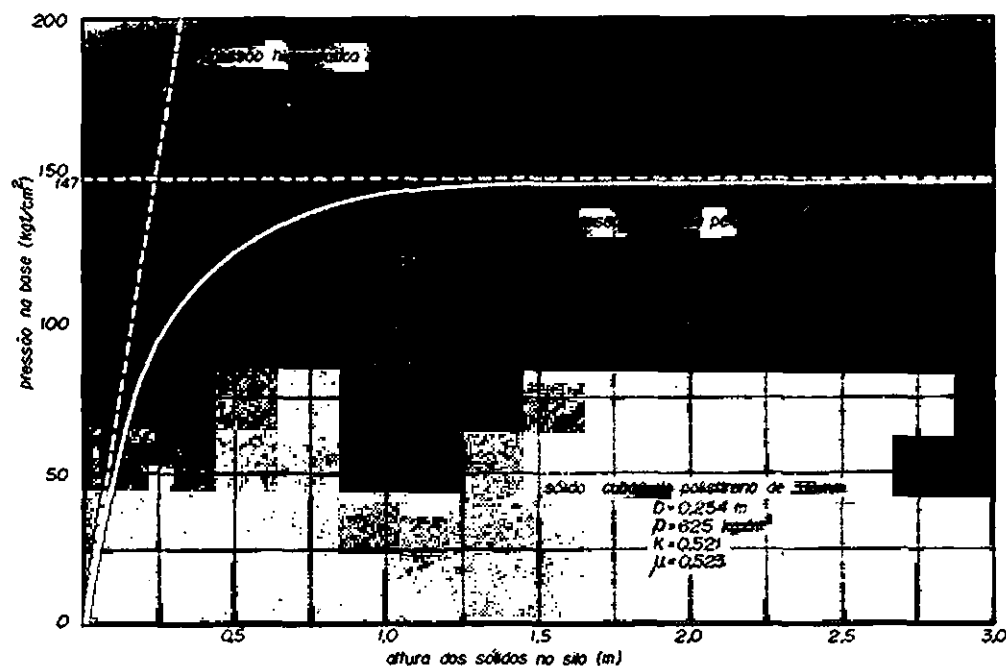



Fig. VII.4 – Variação da pressão na base de um silo com a altura dos sólidos.

na base, porque a pressão exercida sobre a base é sempre maior do que a pressão lateral no mesmo nível. Por outro lado, convém que a abertura seja central a fim de evitar um aumento de pressão do lado oposto durante o esvaziamento. Geralmente o fundo é cônico ou piramidal, com um ângulo de inclinação um pouco superior ao ângulo de atrito interno do material, a fim de possibilitar o esvaziamento. Fundos mais inclinados não oferecem vantagem e, se o *material fôr coesivo, podem provocar o arqueamento.* Na *abertura* de saída há geralmente uma válvula rotativa para controlar a vazão.

Quando um silo contendo material de fácil escoamento é aberto, o material imediatamente acima da boca do silo começa a escoar e uma coluna central de sólidos desce através do restante da massa circundante que permanece relativamente imóvel. O escoamento lateral começa na camada superior, onde se forma uma depressão cônica central cujo ângulo de inclinação é aproximadamente igual ao de atrito interno do material. Se houver alimentação do sólido na mesma vazão em que se processa a descarga, não haverá movimentação do sólido junto à parede enquanto persistir esta situação.

Sólidos coesivos muitas vezes saem dos silos com dificuldade. Uma vez iniciada a descarga, uma verdadeira *coluna* de *sólido* acima da abertura de saída desce como um pistão, deixando no centro um furo central com paredes

verticais. Em casos extremos o material só se move quando pressionado por cima ou à custa de vibradores de superfície ou agitadores junto à abertura de saída. O efeito de arqueamento no caso de materiais coesivos pode ser suficiente para impedir a descarga do silo. Uma vez iniciada a movimentação do sólido o arco se desfaz, mas pode voltar a se formar mais tarde e a descarga é novamente interrompida. Silos de paredes verticais tendem a facilitar o arqueamento em situações como esta. Um meio eficaz de quebrar o arco consiste na injeção de ar sob a forma de jatos rápidos de alta pressão através de bocais[7].

O projeto do funil de descarga de um silo não é tarefa simples, pois depende do comportamento reológico do sólido armazenado. Quando bem projetado, haverá escoamento fácil do sólido, sem arqueamento ou retenção parcial. O modelo mais simples é o fundo plano com uma abertura. O material sairá pela abertura deixando uma zona morta cujo ângulo com a horizontal, denominado ângulo de atrito interno, é aproximadamente o dobro do ângulo de repouso natural do sólido[5]. Se o funil de descarga relativamente à horizontal fôr cônico ou piramidal, a inclinação das paredes relativamente à horizontal deverá ser aproximadamente igual ao ângulo de atrito interno. Na prática usa-se inclinação de 60°, embora paredes mais inclinadas possam ser especificadas para sólidos de escoamento difícil. Vibradores ou raspadores poderão ser utilizados para pós coesivos.

No caso de sólidos finamente divididos, o ar existente nos poros sofre variações de pressão que eventualmente limitam a vazão de saída ou causam a fluidização do sólido[7]*. A injeção de ar comprimido na junção do funil de descarga com o corpo principal do silo facilita o escoamento do sólido. Funil de descarga vibrado também se emprega freqüentemente, porém esta prática pode provocar o arqueamento, conforme já foi discutido. Uma saída de área suficientemente grande é capaz de evitar o arqueamento, mas pode causar um aumento de vazão indesejável. O uso de chicanas com a forma de chapuz logo antes da saída é uma boa solução para controlar a vazão nestes casos[8].

Aplicação 1

Um silo retangular de concreto, de 2 x 3m, deve armazenar cavacos de madeira até uma altura de 10m. Calcule as pressões vertical e lateral na base do silo. Compare com os valores correspondentes para uma altura de 15m e com as pressões que seriam exercidas por um líquido com a mesma densidade dos cavacos.

Solução

Da tabela IV-2 tira-se $\rho = 0{,}35\ t/m^3$ e $\alpha_e = 36°$. Adotando $\alpha_m = 40°$, resulta $\text{sen}\,\alpha_m = 0{,}643$ e portanto

$$K = \frac{1 - 0{,}643}{1 + 0{,}643} = 0{,}217$$

---

* Ver cap. VIII.

Raio hidráulico: $r = \dfrac{2 \times 3}{2(2+3)} = 0{,}60\text{m}$

Diâmetro equivalente: $D = 4\,r = 2{,}40$ m

Adotando $\mu = 0{,}40$ e $\dfrac{g}{g_c} = 1$, pode-se escrever, de acordo com a fórmula de Jannssen:

$$p_B = \frac{(2{,}4)\,(0{,}35)}{4(0{,}217)0{,}40}\left(1 - e^{-\frac{4\,(0{,}217)\,(0{,}40)}{2{,}4}\,h_T}\right)$$

$$p_B = 2{,}419\,(1 - e^{-0{,}1447\,h_T})$$

a) Para $h_T = 10$m resulta

Pressão vertical: $p_B = 2{,}419(1-0{,}235) = 1{,}85$ t/m²
Pressão lateral : $p_h = 0{,}217(1{,}85) = 0{,}40$ t/m²
Pressão líquida equivalente na base:

$$p_\ell = \rho\,h_T\,\frac{g}{g_c} = 0{,}35\,(10) = 3{,}50 \text{ t/m}^2$$

b) Para $h_T = 15$ m

$p_B = 2{,}14$ t/m²
$p_h = 0{,}46$ t/m²
$p_\ell = 5{,}25$ t/m²

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

(1) Cain, W.: "Earth Pressure, Retaining Wall and Bins", p. 219, John Wiley & Sons, Inc., New York, 1916.
Ketchum, M.W.: "Walls, Bins and Grain Elevators", 3ª ed., cap. 16, McGraw-Hill Book Co., Inc., New York, 1919.
Taylor, D.W.: "Fundamentals of Soil Mechanics", cap. 13, John Wiley & Sons, Inc., New York, 1948.
(2) Rudd, J.K.: *Chem. Eng. News*, 32 (4): 344 (1954).
(3) Ketchum, M.W., loc. cit., cap. 16.
(4) Rudd, J.K., loc. cit.
(5) Strauss, W.: "Industrial Gas Cleaning", 2ª ed., p. 551, Pergamon Press, U.K., 1975.
(6) Jenike, A.W.: "Gravity Flow of Bulk Solids", *University of Utah Engineering Experimental Station*, Bull. 108, outubro (1081).
(7) Johanson, J.R.: "Two-phase-flow Effects in Solids Processing and Handling", *Chem. Eng.*, 1 de janeiro: 77 (1979).
(8) Wahl, R.: "Effect of Upstream Discharge on Downstream Processing", *Chem. Eng. Progr.*, junho de 1981: 76 (1981).

CAPÍTULO 8

Fluidização de sólidos

Muitas operações industriais envolvem a inter-ação sólido-fluido e comumente a eficácia do contacto entre as faces é o fator preponderante na determinação do resultado final do processo. Constituem exemplos o aquecimento, o resfriamento e a secagem de sólidos granulares por contacto direto com gases, a absorção, a lixiviação e os processos de catálise heterogênea.

A fluidização é a melhor e mais moderna técnica à disposição do engenheiro químico para efetuar o contacto eficiente entre sólidos e fluidos, daí a sua importância como operação unitária.

Técnicas de contacto sólido-fluido

O contacto entre sólidos e fluidos pode ser realizado por três tipos de operação ou técnicas denominadas:

leito fixo
leito móvel
leito fluidizado

No primeiro tipo de operação, o *leito fixo*, o sólido em pedaços grandes (5 a 10 cm) ou em partículas menores (2 mm) é colocado dentro de tubos ou tanques pelo interior dos quais o fluido circula de baixo para cima ou de cima para baixo através do leito poroso. A impossibilidade de se conseguir um escoamento uniforme do fluido pelo leito, os problemas mecânicos envolvidos

na renovação do sólido e os entupimentos frequentes são algumas das desvantagens da técnica de leito fixo. Porém o defeito mais sério reside nas características desfavoráveis de transferência de calor e massa. Na verdade um leito de partículas sólidas é um bom isolante térmico, o que acarreta grandes variações de temperatura ao longo da secção transversal do leito, e que são responsáveis por conversões médias desfavoráveis em muitos casos de reações catalíticas heterogêneas, por fusões ou formação de clinquer em outros, bem como pela ocorrência de reações laterais indesejáveis em certos casos.

Uma modificação é o *leito móvel,* no qual o sólido em partículas relativamente grandes é continuamente alimentado pelo topo do leito e removido pela base. O fluido pode subir ou descer pelo leito. O sólido move-se como a areia numa ampulheta. Sem dúvida esta técnica introduziu melhorias relativamente à técnica de leito fixo, mas trouxe também novos problemas de manuseio e desgaste do sólido e do equipamento, além de não melhorar as características de transferência de calor e massa, que continuam sendo mais ou menos as mesmas do leito fixo.

O *leito fluidizado* é a técnica mais moderna e que representa uma das maiores conquistas da engenharia química no campo das operações unitárias. Os últimos trinta anos viram a aplicação ampla desta operação unitária para resolver os problemas mais difíceis de contacto entre sólidos e fluidos. A técnica de leito fluidizado envolve a suspensão do sólido finamente dividido numa corrente ascendente de fluido a uma velocidade suficientemente elevada para causar a flutuação e movimentação vigorosa das partículas. O sistema fluidizado é uma suspensão que possui a maioria das características normalmente apresentadas pelos fluidos verdadeiros, podendo passar através de tubulações e válvulas, e até de um recipiente para outro por diferença de pressão hidrostática. As características de transferência de calor e massa são muito melhores neste tipo de operação do que nas anteriores, o que permite muitas vezes eliminar a multiplicidade de estágios para se conseguir um dado resultado, reduzindo assim o custo do investimento.

Fluidização

As características de um leito fluidizado poderão ser melhor compreendidas se examinarmos o comportamento de um sólido finamente dividido quando pelo seu interior passa um fluido.

Ao atravessar o leito poroso a baixa velocidade, o fluido perde pressão, porém não movimenta as partículas. À medida que aumenta a velocidade do fluido, a perda de pressão também aumenta, a princípio linearmente e depois mais ou menos com a potência 1,8 da velocidade. O aumento da perda de carga do fluido através do leito prossegue até que as partículas sólidas fiquem

soltas uma das outras. Isto acontece quando a perda de pressão é suficiente para equilibrar o peso aparente das partículas, isto é, quando

$$\Delta P \cdot S = \frac{m}{\rho'} (\rho - \rho') \frac{g}{g_c} = m \frac{g}{g_c} (1 - \frac{\rho'}{\rho}) \tag{1}$$

onde m é a massa das partículas sólidas no leito, ρ é a densidade do sólido e ρ' é a densidade do fluido. Quando o fluido é um gás tem-se $\rho' \ll \rho$ e portanto

$$\Delta P \cdot S \cong m \frac{g}{g_c} \tag{1'}$$

Neste estado, que pode ser caracterizado como *leito calmo* ou *tranquilo*(**), as características do leito são parecidas com as de uma areia movediça. Cada partícula é separada das que a circundam pela fase fluida. O sistema apresenta as características de um fluido e, como tal, cede sob a ação de qualquer esforço externo, permite a flutuação de corpos menos densos do que o leito, que causam até a formação de ondas na sua superfície. No entanto, apesar de estarem soltas uma das outras, as partículas ainda são livres para se movimentarem de um ponto a outro do leito.

Se a velocidade continuar a aumentar, a perda de carga variará de modo apreciável porque a perda por atrito nas paredes é relativamente pequena em comparação com o peso do leito, porém as características do leito poroso continuarão sofrendo alterações importantes. Há primeiro uma expansão do leito e depois as partículas separam-se uma das outras, começando a se movimentar. Neste ponto a perda de carga pode até diminuir um pouco em virtude do aumento da porosidade e começa propriamente a fluidização do leito. As partículas passam a se movimentar desordenadamente de modo vigoroso no interior do leito. O termo *leito em ebulição* descreve bem a situação. De fato, a velocidade do fluido no leito é muito maior do que acima dele e quando uma partícula sólida é arrastada, ela acaba retornando ao leito, a menos que seja muito fina. Tudo se passa como se, acima do leito, houvesse uma fase leve em tudo semelhante ao vapor produzido por um líquido em ebulição. Mesmo havendo arraste importante de partículas finas, a maior parte do sólido ainda permanece no leito, daí a denominação *fluidização em batelada* que se usa para caracterizar esta situação. A quantidade de sólidos arrastada é inferior a 1 kg/m³ de gás.

Se a velocidade do fluido continuar aumentando, a expansão do leito prosseguirá, sendo possível observar visualmente a existência de regiões com uma concentração de sólidos relativamente alta e de porções de baixa densidade

(**) "quiescent bed".

que sobem pelo leito mais ou menos como bolhas de vapor no seio de um líquido em ebulição. A porosidade torna-se maior à medida que a velocidade do fluido aumenta e chega praticamente e um, quando o arraste de partículas se torna importante. Finalmente todo o sólido é arrastado pelo fluido e o leito desaparece do equipamento. Começa nesse ponto a *fluidização contínua*, que se utiliza industrialmente para realizar o *transporte pneumático*.

Um gráfico em escalas logarítmicas da perda de carga ΔP do gás através do leito em função da velocidade superficial tem o aspecto mostrado na fig. VIII-1. Até o ponto L o coeficiente angular da curva é praticamente 1,0, indicando *escoamento laminar* do fluido através do leito estático. De L até E o coeficiente angular é mais ou menos 1,8, indicando *regime turbulento*. No ponto E o leito ainda é estático, mas a perda de carga do fluido é suficiente para equilibrar o peso do sólido. Neste ponto o leito expande ligeiramente. No trecho EF a operação é instável e em F, chamado ponto de fluidização, as partículas ficam soltas, apesar de ainda estarem bem próximas umas das outras. Em B tem início a movimentação desordenada das partículas no interior do leito, dando origem a muita turbulência. Como o sólido não sai do recipiente, esta operação é denominada *fluidização em batelada* ou *fluidização em fase densa*, porque as partículas estão bem juntas umas das outras. Finalmente, a partir do ponto C a turbulência e a perda de carga aumentam, com o consequente arraste das partículas, tendo início a *fluidização contínua*, havendo escoamento conjunto das duas fases para fora do equipamento. Uma vez que a expansão do leito é muito grande nesta situação, este tipo de operação é conhecido também como fluidização em *fase diluída*. Entre os pontos B e C a vazão chega a aumentar na proporção de 1 para 60.

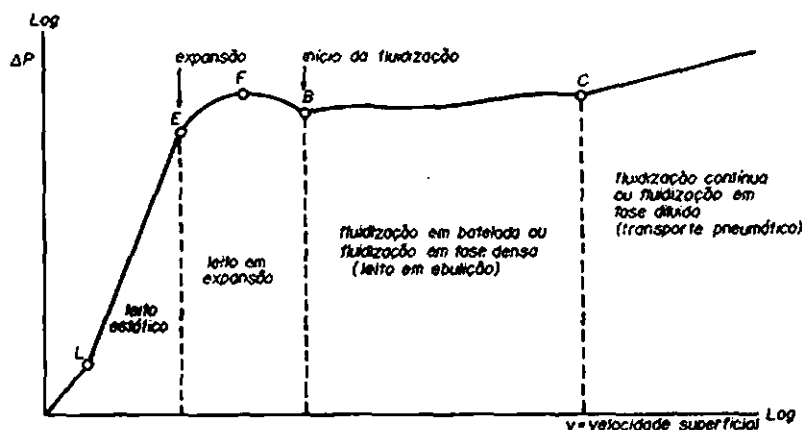



Fig. VIII.1 – Perda de carga durante a fluidização.

À primeira vista poder-se-ia pensar que a fluidização em batelada só permite obter pequenas concentrações de sólido, dando uma espécie de fumaça ou neblina, o que constituiria uma limitação quanto à utilidade prática da técnica de leito fluido. Além disso, poder-se-ia esperar que velocidades do fluido inferiores à de sedimentação livre das partículas previstas pela lei de Stokes ou de Newton já seriam suficientes para carregar as partículas do leito, porém nenhuma destas limitações existe. Leitos concentrados formam-se com muita facilidade e, além disso, a grande concentração de sólidos não provoca um aumento suficientemente grande da velocidade do fluido para arrastar as partículas do leito, conforme previsto pelas leis da sedimentação. A experiência revela que a velocidade do fluido em torno das partículas é bem maior do que a do sólido. Costuma-se falar em *velocidade de escorregamento*, que é a diferença entre a velocidade média do fluido e a do sólido:

$$v_e = v_f - v_s$$

Os resultados experimentais revelam que esta velocidade de escorregamento é mais ou menos independente da velocidade do fluido e da concentração de sólidos no leito[1]. As partículas (principalmente as pequenas) escorregam pelo gás muito mais rapidamente do que se poderia esperar, sendo precisamente este efeito inesperado que torna possível manter altas velocidades do fluido e, simultaneamente, grandes concentrações no leito.

Condições de fluidização

As condições propícias a uma boa fluidização dependem do estado físico do fluido e das características do sólido, principalmente sua densidade e granulometria.

Quando o fluido e o sólido têm mais ou menos a mesma densidade (fluidização com líquidos) ou quando as partículas são grandes, ocorre a *fluidização particulada*. As partículas movimentam-se individualmente de modo desordenado através do leito. O comportamento do sistema é mais ou menos independente do tamanho e da forma das partículas e o próprio percurso livre médio é relativamente constante. Quando um sólido é fluidizado por este mecanismo, não há expansão apreciável do leito estático antes da fluidização. Além disso, a densidade do leito é uniforme.

Quando, pelo contrário, a diferença entre as densidades é apreciável, como na fluidização com gases, ou quando as partículas são pequenas, a velocidade do gás no leito é elevada. Num casos destes, observando com cuidado um leito em fluidização turbulenta, verifica-se que uma parte do fluido passa pelo leito denso sob a forma de bolhas que chegam a ter 5 cm de diâmetro. O sistema parece um líquido em ebulição. Este tipo de operação chama-se *fluidização agregativa.*

Se as partículas forem muito pequenas (da ordem de 400 *mesh*, ou seja, menores do que 10 a 20μ) pode haver aglomeração das partículas por coesão e resultará a chamada *fluidização coesiva*. As partículas movem-se através do leito em agregados e o gás escoa sob a forma de bolhas com pouco ou nenhum sólido. Chegando à superfície livre do leito as bolhas rompem-se, lançando sólido para cima do leito.

Se o leito fôr profundo e de pequeno diâmetro pode haver passagem do gás sob a forma de bolhas com o diâmetro do leito e que resultam da coalescência de um grande número de bolhas menores. É o chamado "slugging", que deve ser evitado na prática. Sabe-se que uma relação elevada entre a largura e o diâmetro do leito é o fator determinante deste tipo de operação, porém o emprego de partículas grandes e pesadas agrava a situação.

Parece que o número de Froude é um critério importante para se conhecer o tipo de fluidização[2]. Sendo D o diâmetro das partículas, v a velocidade superficial do fluido e g a aceleração da gravidade, o número de Froude é

$$Fr = \frac{v^2}{Dg}$$

Muito embora não haja confirmação experimental conclusiva a respeito, acredita-se que, quando $Fr < 1$, a fluidização é particulada, sendo agregativa ou coesiva quando $Fr > 1$.

Muito se tem investigado sobre as condições propícias a uma boa operação. Em geral o efeito das diversas variáveis pode ser previsto qualitativamente pela lei de Stokes*. Assim é que, na fluidização de sólidos com gases, verifica-se que a densidade do gás é relativamente pouco importante. A mesma velocidade é necessária para fluidizar com ar a um décimo de atmosfera ou a dez atmosferas. A velocidade necessária aumenta com a densidade e o diâmetro das partículas e depende também da forma. Para catalisadores, cujas densidades normais são da ordem de 2, as velocidades necessárias situam-se na faixa de 1 a 2 m/s. Quanto à granulometria, verifica-se que a operação é melhor realizada com partículas de 50 a 100μ. Geralmente uma mistura de partículas de tamanhos um pouco variados é melhor. Com grande quantidade de partículas maiores do que 1 mm o "slugging" é muito pronunciado. O efeito de aglomeração começa ocorrer com partículas menores do que 30μ. A tabela VIII-1 fornece os tamanhos de partículas comumente empregados em processos típicos de fluidização[32].

(*) Com os tamanhos de partículas geralmente empregados, a lei de Stokes é aplicável[3].

As experiências revelam que há um percurso bem definido durante a movimentação das partículas no interior do leito. Elas sobem pelo centro e descem junto à parede do equipamento.

Tabela VIII-1
(Adaptada da Ref. 32)

Processo	Tamanho (μ)	% média
Craqueamento catalítico (com precipitador eletrostático)	< 20	25
	20 – 40	30
	40 – 80	35
	> 80	10
Craqueamento catalítico (com ciclone de dois estágios)	< 20	0
	20 – 40	10
	40 – 80	60
	> 80	30
Hydroforming	< 20	0
	20 – 40	10
	40 – 80	50
	> 80	40
Coqueificação	< 80	0
	80 – 150	5
	150 – 250	30
	250 – 300	30
	300 – 800	35
	> 800	3
Anidrido ftálico via oxidação do naftaleno (com filtro poroso)	< 5	9,5
	5 – 20	17,5
	20 – 40	10,0
	40 – 80	6,5
	80 – 200	20,0
	200 – 300	32,5
	> 800	4,0
Gaseificação do carvão (com ciclone de dois estágios)	< 80	5
	80 – 150	16,5
	150 – 300	35,0
	300 – 800	38,5
Destilação do xisto	< 80	20
	80–2400	70
	> 2400	4

PROPRIEDADES DOS LEITOS FLUIDIZADOS E CÁLCULOS RELATIVOS À FLUIDIZAÇÃO

1. Porosidade

É a relação entre o volume do fluido no leito e o volume total:

$$\epsilon = \frac{V_f}{V_f + V_s}$$

A porosidade do sólido maciço é zero. Depois de fragmentado, o leito passa a ter uma porosidade que depende da granulometria e da forma das partículas. O leito estático apresenta porosidade que representaremos por ϵ_e. Quando a fluidização tem início, o valor da porosidade do leito recém formado é denominada *porosidade mínima* ϵ_m. Se a fluidização fôr particulada, ϵ_m e ϵ_e coincidem. À medida que o leito expande, a porosidade vai aumentando. Quando o arraste das partículas sólidas fôr total (*fluidização contínua*) a porosidade torna-se igual a um. Desde o início da fluidização em batelada até o início da fluidização contínua a porosidade aumenta linearmente com o logarítmo da velocidade ou do número de Reynolds baseado no diâmetro da partícula e na velocidade superficial do fluido[4] (fig. VIII-2):

$$Re = \frac{D \nu \rho'}{\mu}$$

D = diâmetro das partículas

ν = velocidade superficial do fluido $= \dfrac{Q}{S}$

ρ' = densidade do fluido

μ = viscosidade do fluido (unidades consistentes)

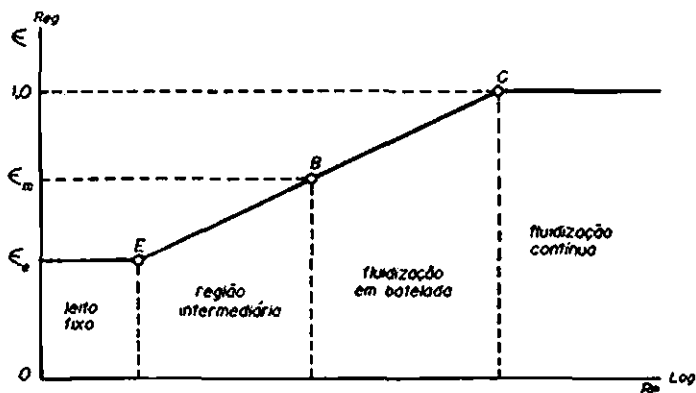



Fig. VIII.2 – Variação de ϵ com *Re*.

Na fluidização com líquidos é preferível um gráfico em escalas logarítmicas de ϵ em função de ν[5]. Leva e Cathala[6] recomendam um gráfico di-log de $\frac{\epsilon^2}{(1-\epsilon)^2}$ em função de ν.

2. Velocidade de fluidização

A velocidade superficial ν do fluido no leito é calculada dividindo-se a vazão volumétrica do fluido, $Q(m^3/h)$, pela área da seção transversal do vaso onde se encontra o leito, $S(m^2)$:

$$\nu = \frac{Q}{S}$$

A velocidade no início da fluidização é a *velocidade crítica*, que será representada por ν_C. Esta não deve ser confundida com a velocidade ν_e necessária para causar a primeira expansão do leito estático (ponto E na figura VIII-1). A velocidade de massa do gás no início da expansão é $G_e = \nu_e\ \rho'_e$.

Quando a porosidade do leito se torna igual a 1 termina a fluidização em batelada e começa a fluidização contínua. A velocidade do fluido nesta situação é a *velocidade de transporte*. Há boa concordância entre esta velocidade e a velocidade terminal das partículas prevista pela lei de Stokes, desde que o fluido seja um líquido ou as partículas sejam grandes[7]. No entanto, se a fluidização de partículas finas fôr realizada com ar, o gráfico ϵ *vs* Re estrapolado até $\epsilon = 1$ pode conduzir a valores da velocidade muitas vêzes maior do que a velocidade terminal[8].

3. Densidade do sólido

É a relação entre a massa e o volume das partículas do leito. Será representada por ρ.

4. Densidade do fluido

É a massa específica do fluido, que representaremos por ρ'. Se o fluido fôr um gás, é possível relacionar ρ' com a pressão P, a temperatura T, a massa molecular M e o coeficiente de compressibilidade z:

$$\rho' = \frac{PM}{zRT}$$

5. Densidade do leito fluidizado

É a relação entre a massa total (sólido + fluido) e o volume total do leito. Será representada por ρ com índices indicativos da condição do leito:

ρ_e = densidade do leito estático

ρ_m = densidade do leito de densidade máxima, ou de porosidade mínima, que é o leito no início da fluidização

ρ_o = densidade do leito nas condições de operação com porosidade ϵ.

A relação entre ρ_o, ρ e ρ' pode ser deduzida como segue:

massa de fluido no volume V de leito $= \epsilon V \rho'$
massa de sólido no volume V de leito $= (1 - \epsilon) V \rho$
massa total do leito $= V[\epsilon\rho' + (1 - \epsilon)\rho]$

Portanto
$$\rho_o = \epsilon\rho' + (1 - \epsilon)\rho \qquad (2)$$

Substituindo ϵ por ϵ_e ou ϵ_m resultarão as expressões de ρ_e e ρ_m respectivamente.

Na *fluidização particulada* a densidade é a mesma em todos os pontos do leito. À medida que a velocidade do fluido aumenta, a densidade diminui.

Na *fluidização agregativa* o leito é formado de duas fases: a *fase densa* contínua, constituída de partículas sólidas ligeiramente separadas umas das outras por uma película fluida e a *fase leve* descontínua, constituída de bolhas de gás que atravessam a fase contínua. À medida que a velocidade do fluido aumenta, a proporção relativa das fases muda, porém a composição de cada uma se mantém praticamente inalterada. Tanto a densidade como a porosidade da fase densa permanecem constantes e iguais respectivamente a ρ_m e ϵ_m. A densidade da fase leve é $\rho_\ell \cong \rho'$. Os dados experimentais comprovam este fato[9].

Há uma relação empírica[10] que permite calcular ρ_m em função da densidade do sólido e do diâmetro D' das partículas em microns:

$$\rho_m = 0{,}356\, \rho\, (\log D - 1) \qquad (3)$$

O valor obtido terá as mesmas unidades de ρ. Esta expressão é válida para partículas menores do que 500μ. Quando as partículas são grandes esta densidade máxima é aproximadamente igual à do leito estático, porém quando elas são pequenas, ρ_m calculado por esta expressão é apenas 50 a 60% da densidade do leito estático.

Para misturas de partículas de diâmetros variados, adota-se para D a média volumétrica (ou ponderal) dos diâmetros:

$$D = \bar{D}'_v = \int_0^{1,0} D d\omega = \int_0^{1,0} D d\varphi = \sum_1^n \bar{D}_i \Delta\varphi_i$$

6. Altura do leito

A altura do leito, também denominada profundidade, é a distância vertical L entre a placa porosa ou tela através da qual é alimentado o fluido e a superfície superior do leito. A altura do leito estático será representada por L_e. A altura do leito de porosidade mínima é L_m. À medida que a velocidade do fluido vai

aumentando, a porosidade aumenta, o mesmo acontecendo com a altura do leito. Para fins de nomenclatura, L será a altura do leito de porosidade ϵ.

7. Relações entre densidade, porosidade e altura

7.1. Cálculo da porosidade em função das densidades

A expressão (2) permite calcular diretamente

$$\epsilon = \frac{\rho - \rho_O}{\rho - \rho'} \quad (4)$$

Se o fluido fôr um gás, resulta

$$\epsilon \cong 1 - \frac{\rho_O}{\rho}$$

Para o caso particular do leito de porosidade mínima, pode-se escrever

$$\epsilon_m = \frac{\rho - \rho_m}{\rho - \rho'} \quad (5)$$

e no caso de fluidização com gás

$$\epsilon_m \cong 1 - \frac{\rho_m}{\rho'}$$

7.2. Relação entre as densidades ρ_O, ρ_m e ρ_ℓ

Quando a fluidização é agregativa a densidade ρ_O do leito em operação é determinada pela proporção relativa das fases densa (densidade ρ_m) e leve (densidade ρ_ℓ). Sejam

V_m = volume da fase densa (contínua), de densidade ρ_m

V_ℓ = volume da fase leve (bolhas), de densidade ρ_ℓ

$x = \frac{V_\ell}{V_m}$

Resulta:

$$\text{volume total do leito} = V_m + V_\ell = V_m (1 + x)$$

Por outro lado,

$$\text{massa da fase densa} = V_m \rho_m$$

$$\text{massa da fase leve} = x V_m \rho_\ell$$

$$\text{massa total do leito} = V_m (\rho_m + x \rho_\ell)$$

A densidade do leito em operação resulta:

$$\rho_O = \frac{\rho_m + x \rho_\ell}{1 + x} \quad (6)$$

7.3. Relações entre altura e porosidade

Sejam

L_1 = altura do leito de porosidade ϵ_1

L_2 = altura do leito de porosidade ϵ_2
S = secção transversal do leito

O balanço material do sólido no leito permite escrever:

$$L_1 S (1 - \epsilon_1) \rho = L_2 S (1 - \epsilon_2) \rho$$

As relações entre as alturas L_1 e L_2 e as porosidades correspondentes ϵ_1 e ϵ_2 são as seguintes:

$$L_2 = L_1 \frac{1 - \epsilon_1}{1 - \epsilon_2} \quad (7)$$

$$\epsilon_2 = 1 - \frac{L_1}{L_2} (1 - \epsilon_1) \quad (8)$$

Estas expressões valem igualmente para o leito estático e de porosidade mínima.

8. Perda de carga

8.1. No início da fluidização

Quando a fluidização tem início a perda de carga ΔP_m é suficiente para suspender os sólidos no leito. Um balanço de forças pode ser escrito e permite calcular ΔP_m:

$$\Delta P_m S = \frac{g}{g_c} L_m S (1 - \epsilon_m) (\rho - \rho')$$

$$\Delta P_m = \frac{g}{g_c} (1 - \epsilon_m) (\rho - \rho') L_m \quad (9)$$

8.2. Em operação normal

À medida que o leito expande, sua altura aumenta, mas a perda de carga permanece praticamente igual ao peso aparente do sólido por unidade de área do leito. Isto, porque o atrito superficial das partículas com o fluido supera as demais causas de perda de energia, ou seja, o atrito na parede e o aumento de altura do leito. Para taxas de expansão do leito superiores a mais ou menos 20%, a perda de carga aumenta, principalmente se o leito fôr de pequeno diâmetro ou para valores elevados da relação entre a altura e o diâmetro do leito[8]. Para leitos pouco profundos a perda de carga ΔP no leito de altura L e porosidade ϵ é essencialmente igual a ΔP_m:

$$\Delta P = \frac{g}{g_c} (1 - \epsilon) (\rho - \rho') L \cong \Delta P_m \quad (10)$$

Observa-se que a medida de ΔP é um bom elemento para se calcular a porosidade e a densidade do leito nas condições de operação, assim como a massa dos sólidos fluidizados:

$$\epsilon = 1 - \frac{\Delta P}{\frac{g}{gc}(\rho - \rho')} \qquad (11)$$

$$\rho_O = \epsilon\rho' + (1 - \epsilon)\rho$$

Da expressão (1):

$$m = \frac{\Delta P \cdot S}{\frac{g}{gc}(1 - \frac{\rho'}{\rho})} \qquad (12)$$

Quando o fluido é um gás, as expressões (11) e (12) podem ser simplificadas e o cálculo da densidade poderá ser feito em função da altura L do leito em operação:

$$\epsilon = 1 - \frac{\Delta P}{\frac{g}{gc}\rho} \qquad (13)$$

$$m = \frac{\Delta P \cdot S}{\frac{g}{gc}} \qquad (14)$$

$$\rho_O = \frac{m}{V} = \frac{\Delta P \cdot S}{\frac{g}{gc} S L} = \frac{\Delta P}{\frac{g}{gc} L} \qquad (15)$$

Os resultados experimentais de Wilhelm e Kwauk[11] e de Leva e colaboradores[12] indicam boa concordância entre a perda de carga e o peso dos sólidos, como admitimos até agora, porém Lewis, Gilliland e Bauer[13] verificaram que a perda de carga medida experimentalmente pode ser até 20% maior do que o peso do leito, fato que atribuíram ao atrito das partículas contra a parede, pois o efeito observado foi muito superior ao atrito fluido. O efeito é desprezível para leitos pouco profundos (L menor do que 2,6 diâmetros), aumentando à medida que a relação entre a profundidade e o diâmetro aumenta. Chegaram a investigar leitos com L igual a 9,8 diâmetros. Estes resultados parecem lógicos porque, à medida que a relação profundidade/diâmetro aumenta, cresce também a tendência ao "slugging". Portanto, em boas condições de fluidização, ΔP é essencialmente equivalente ao peso do sólido. Só efeitos como o "*slugging*" determinam discrepâncias importantes[13].

8.3. Correlações empíricas[*]

Algumas das correlações a serem apresentadas valem, tanto para leitos fluidizados, como fixos. Outras, no entanto, só se aplicam a um tipo de leito.

(*) Este assunto será discutido em detalhes no volume II.

8.3.1. A correlação mais importante foi feita por *Leva*[14] em função de um número de Reynolds modificado,

$$Re = \frac{D\,v\,\rho'}{\mu},$$

sendo apresentada na fig. VIII-3. A fig. VIII-4 é uma ampliação das curvas a partir de $Re = 10$. O fator de perda de carga f obtido dessas figuras permite calcular a perda de carga em leitos fluidizados de partículas esféricas, por meio de uma equação de Fanning modificada:

$$\Delta P = \frac{2 f L v^2 \rho'}{g_c D} \cdot \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \qquad (\text{kg/m}^2)$$

Para partículas de outras formas geométricas deve-se multiplicar o segundo membro da expressão pelo quadrado do fator de forma de Leva

$$\lambda_L = 0{,}25\,\frac{s_p}{v_p^{2/3}} = 0{,}25\,\frac{a}{b^{2/3}},$$

onde s_p = área externa de uma partícula e v_p = volume da partícula. Os parâmetros de forma são aqui representados por a e b. Para esferas, $\lambda_L = 1$. Valores de λ_L para diversos tipos de materiais são apresentados na tabela VIII-2. Observa-se que eles variam entre 1,12 e 3,54, com uma média em torno de 1,4. A expressão final de ΔP será:

$$\Delta P = \frac{2 f L v^2 \rho'}{g_c D} \cdot \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \cdot \lambda_L^2 \qquad (16)$$

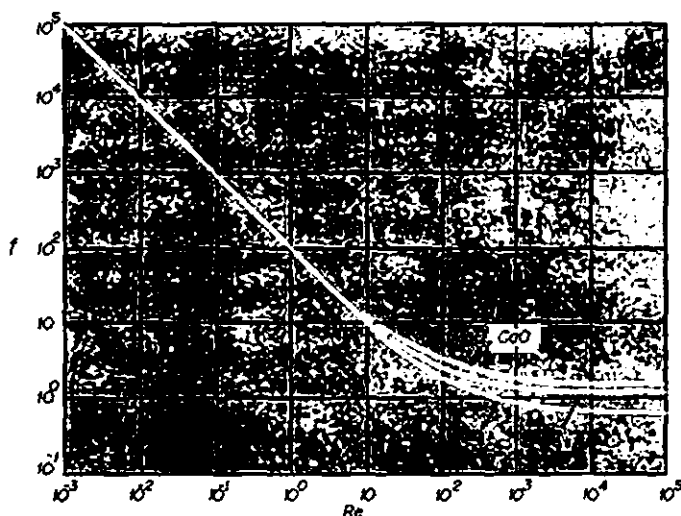



Fig. VIII.3 – Fator f de perda de carga para a equação de Leva[16].

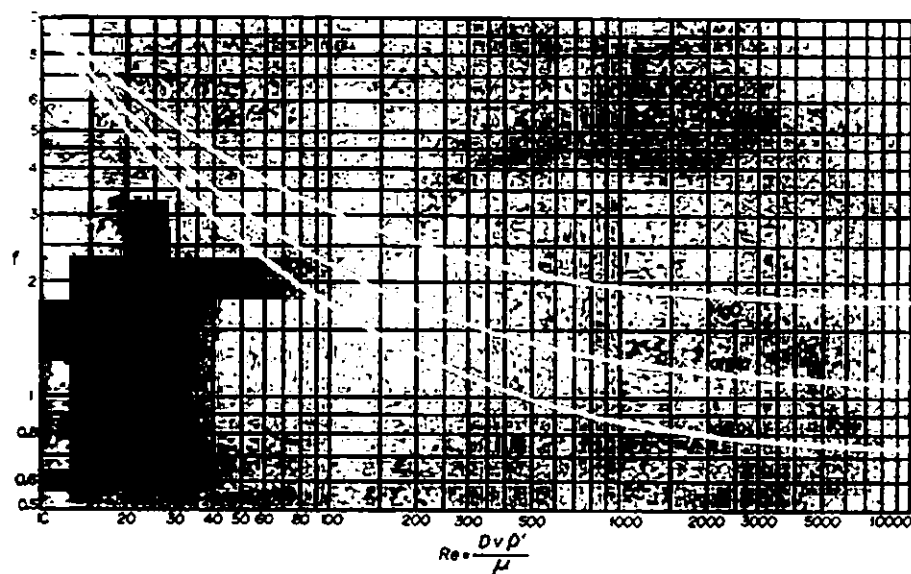



Fig. VIII.4 – Fator f no regime turbulento.

Esta expressão é utilizada para calcular v a partir de ΔP, que se obtém em função da massa de sólido no leito:

$$\Delta P = \frac{m}{s} \cdot \frac{g}{g_c} \left(1 - \frac{\rho'}{\rho}\right)$$

Tabela VIII-2
FATORES DE FORMA (LEVA)

Material	Natureza das partículas	λ_L
Areia média		1,33
Areia fina angulosa	Irregular	1,50 – 1,54
Areia arredondada	Arredondadas	1,16 – 1,20
Cortiça		1,45
Pó de carvão		1,37
Fumos de combustão	Agregados irregulares	1,82
	Partículas esféricas	1,12
Mica	Flocos	3,54

Pode-se observar na fig. VIII-3 que, para valores de Re abaixo de 10, a variação de f com Re é linear em escalas logarítmicas:

$$f = \frac{100}{Re}$$

Substituindo na expressão (16) resulta:

$$\Delta P = \frac{200\mu L v}{g_c D^2} \cdot \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \cdot \lambda_L^2 \tag{17}$$

As expressões (16) e (17) valem igualmente para leitos fixos, caso em que a porosidade e a altura são constantes para qualquer valor da velocidade e, assim sendo, ΔP varia apreciavelmente com a velocidade. Apesar disso, há uma certa diferença entre as perdas de carga para leitos fixos e fluidizados em igualdade de condições, conforme se pode obervar na fig. VIII-5[37].

A porosidade deve ser obtida experimentalmente em cada situação particular, mas há dados tabelados para os enchimentos mais comuns. A tabela II-7 apresenta valores de ϵ para anéis de Raschig, selas de Berl e selas Intalox de tamanhos entre 1/2" e 2". Para partículas de outras formas geométricas, pode-se utilizar a fig. II-13, que fornece ϵ em função de ψ.

8.3.2. Correlação de Zens e Othmer[43]. Vale apenas para leitos fixos. A perda de carga do fluido através do leito é calculada por uma expressão semelhante à de Fanning, sendo o fator de perda de carga tirado da fig. VIII-6:

$$\Delta P = \frac{2f L v^2 \rho'}{g_c D_p} \tag{18}$$

$$D_p = 6\frac{v_p}{s_p} = \psi D^{(*)}$$

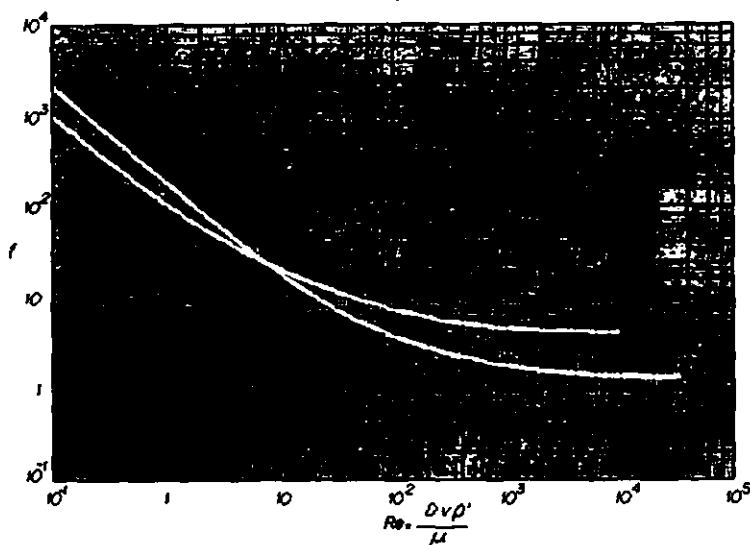



Fig. VIII.5 – Diferença entre os fatores f para leitos fluidizados e fixos.

(*) Ver 8.3.5.

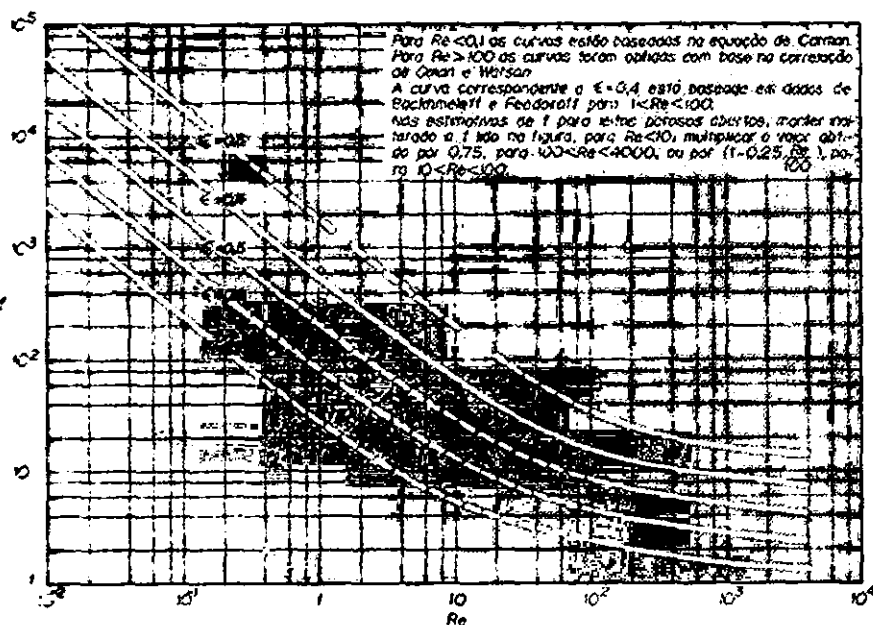



Fig. VIII.6 – Fator de perda de carga para a equação de Zenz e Othner.

8.3.3. *Correlação de Carman*[33]. Para escoamento laminar ($\frac{G}{a\mu} \leqslant 100$),

$$\Delta P = \frac{5\, L\, G^2 a'}{g_c\, \rho'\, \epsilon^3} \left(\frac{G}{a'\mu}\right)^{-1} \tag{19}$$

Para escoamento turbulento ($\frac{G}{a'\mu} > 100$),

$$\Delta P = \frac{0{,}4\, L\, G^2 a'}{g_c\, \rho'\, \epsilon^3} \left(\frac{G}{a'\mu}\right)^{-0{,}1} \tag{20}$$

onde $G = v\,\rho'$ = velocidade de massa do fluido
a' = superfície específica do leito (m^2/m^3)

8.3.4. *Leva* e colaboradores[34] extenderam este tipo de correlação até números de Reynolds mais elevados em leitos fixos:

$$\Delta P = \frac{2f\, L\, G^2}{g_c \rho' D \psi^{3-n}} \cdot \frac{(1-\epsilon)^{3-n}}{\epsilon^3} \qquad (\mathrm{kg/m^2}) \tag{21}$$

O parâmetro ψ é a esfericidade, definida como a relação entre a superfície externa da esfera de mesmo volume que a partícula e a superfície externa da partícula:

$$\psi = \frac{s_e}{s} = 4{,}836\, \frac{b^{2/3}}{a}$$

Os valores de f e n são tirados das figuras VIII-3, VIII-4 e VIII-7. O valor de n identifica o regime: se laminar, $n = 1$ e, para regime turbulento, $n = 2$. Varia entre 1 e 2 no regime de transição.

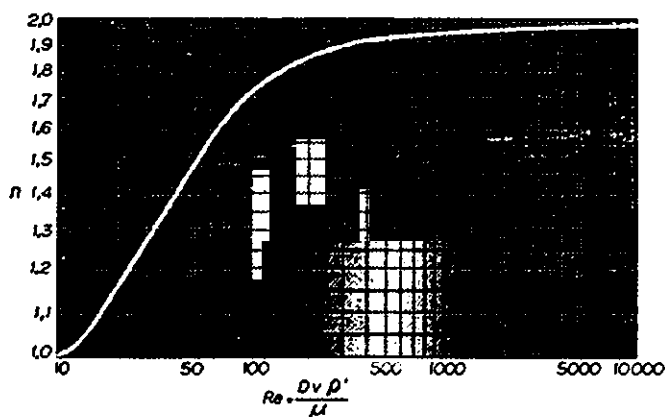



Fig. VIII.7 – Valores de n para a eq. (21).

8.3.5. Equação de Carman-Kozeny, para escoamento laminar:

$$\Delta P = \frac{C\,\mu\,L\,v}{g_c\,D_p^2} \cdot \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \quad (\mathrm{kg/m^2}) \tag{22}$$

O valor experimentalmente encontrado para C é 180. Nesta expressão, D_p é o diâmetro de uma partícula com efericidade ψ da partícula real, mas com o mesmo volume de uma esfera com o diâmetro D da partícula. A relação entre estas grandezas pode ser obtida a partir da definição:

$$b\,D_p^3 = \frac{\pi\,D^3}{6}$$

$$D_p = \left(\frac{\pi}{6\,b}\right)^{1/3} D$$

O parâmetro de forma b é calculado em função da esfericidade:

$$\psi = 4{,}836\,\frac{b^{2/3}}{a} = \frac{4{,}836}{\lambda}\,b^{-1/3}$$

$$\therefore\; b^{-1/3} = \frac{\lambda\,\psi}{4.836}$$

Portanto $$D_p = \left(\frac{\pi}{6}\right)^{1/3} \frac{\lambda}{4{,}836}\,\psi\,D = \frac{\lambda\,\psi}{6}\,D$$

Admitindo $\lambda = 6$, em primeira aproximação, resulta finalmente

$$D_p = \psi\,D \tag{23}$$

Este diâmetro também costuma ser definido como sendo o da esfera que tem a mesma relação entre o volume e a superfície externa da partícula considerada:

$$\frac{v}{s} = \frac{b\,D^3}{a\,D^2} = \frac{\frac{\pi D_p^3}{6}}{\pi D_p^2} \therefore D_p = 6\frac{v_p}{s_p} = \frac{6}{\lambda}D$$

Como $\lambda = 4{,}836\,\frac{b^{-1/3}}{\psi}$, resulta

$$D_p = \frac{6}{4{,}836}\,b^{1/3}\,\psi\,D$$

Se admitirmos para b o valor correspondente a partículas esféricas $(\frac{\pi}{6})$ o resultado é idêntico ao anterior:

$$D_p = \frac{6}{4{,}836}\,(\frac{\pi}{6})^{1/3}\,\psi\,D = \psi\,D$$

8.3.6. Equação de Ergun[16]. Vale para qualquer regime de escoamento. A perda de pressão através do leito é calculada com uma equação análoga à de Fanning, já apresentada no item 8.3.2:

$$\Delta P = \frac{2f\,L\,v^2\,\rho'}{g_c\,D_p} \qquad (18)$$

onde

$$2f = 2f'\,\frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \qquad (24)$$

O valor de $2f'$ é dado pela equação de Ergun:

$$2f' = 150\,\frac{1-\epsilon}{Re} + 1{,}75 \qquad (25)$$

$$Re = \frac{D_p\,v\,\rho'}{\mu}$$

A perda de carga através do leito poderá ser calculada com a expressão resultante da substituição de $2f$ e Re na equação inicial:

$$\Delta P = 150\,\frac{\mu\,L\,v}{g_c\,D_p^2}\cdot\frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} + 1{,}75\,\frac{L\,v^2\,\rho'}{g_c\,D_p}\cdot\frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \qquad (26)$$

A primeira parcela corresponde às perdas por atrito superficial do fluido com as partículas sólidas. A segunda corresponde às perdas cinéticas, provocadas pelas mudanças de direção, expansões e contrações pelo interior do leito. Assim sendo, para baixos valores do número de Reynolds, a primeira parcela é a única que deverá ser considerada para o cálculo de ΔP e o regime de escoamento do fluido é laminar. Para números de Reynolds elevados a segunda parcela predomina e o regime é turbulento. A fig. VIII-8 fornece diretamente

valores de $2f'$ em função de $\frac{Re}{1-\epsilon}$. Para $\frac{Re}{1-\epsilon} < 5$ o regime é laminar, sendo turbulento para $\frac{Re}{1-\epsilon} > 2000$, resultando a equação de Burke-Plummer. Para valores entre 5 e 2000 o regime é de transição.

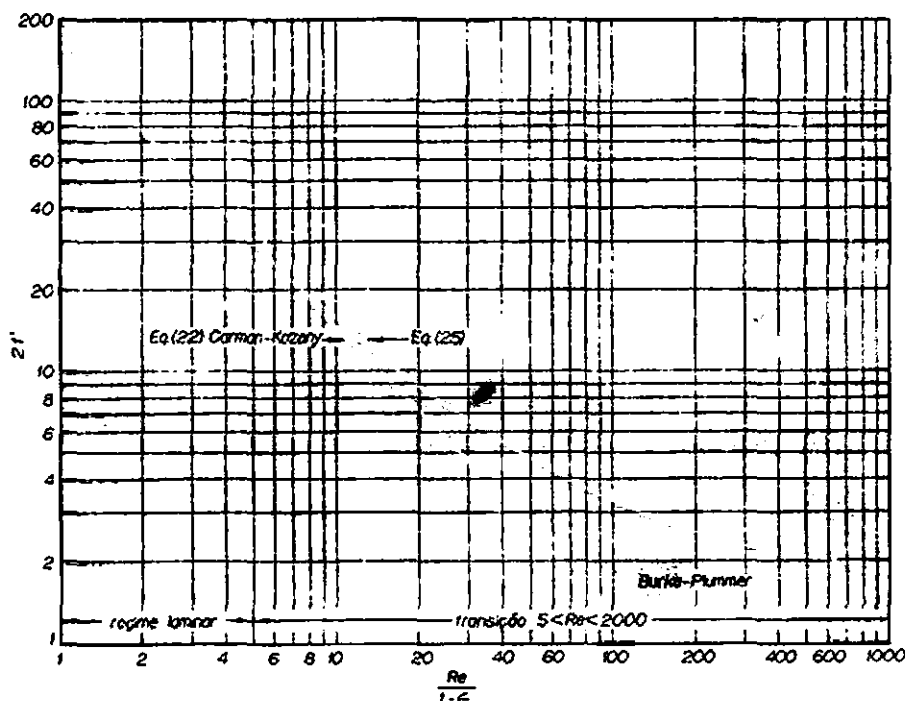



Fig. VIII.8 – Valores de $2f'$ para a eq. (25).

8.3.7. Equação experimental de Leva e Grummer[19]:

$$\Delta P = \frac{0{,}0243\, L\, G^{1,9}\, \mu^{0,1}\, \lambda_L^{1,1}}{g_c\, D_p^{1,1}\, \rho'} \cdot \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \qquad (27)$$

Nesta equação,

$G = \nu\, \rho'$ = velocidade de massa do fluido

λ_L = fator de forma, de Leva.

8.3.8. Expressão modificada de Leva[39]. A fim de melhor correlacionar os dados experimentais, Leva propôs a seguinte equação válida, tanto para leitos fixos, como fluidizados em regime laminar:

$$\Delta P = \frac{200\, \mu\, L_e\, \nu}{g_c\, D^2} \cdot \frac{N}{\psi^2} \left[\frac{\epsilon^3}{(1-\epsilon)^2}\right]^{m'} \qquad (28)$$

$$N = \text{taxa de expansão do leito} = \frac{L}{L_e} = \frac{1-\epsilon_e}{1-\epsilon} \qquad (29)$$

(índice e para indicar leito estático)

$m' = -1$ para leitos fixos e varia com o diâmetro da partícula em leitos expandidos e fluidizados, conforme a correlação da fig. VIII-9 preparada pelo U.S. Bureau of Mines.

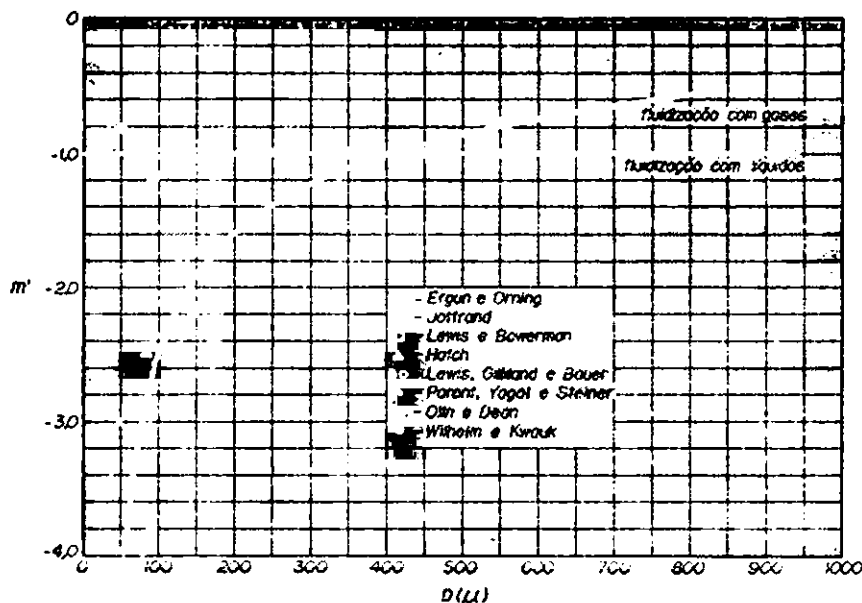



Fig. VIII.9 – Valores de m' para a eq. (28).

9. Velocidade crítica de fluidização

No ponto de fluidização a perda de carga do fluido através do leito é igual ao peso do sólido por unidade de área de secção transversal do leito. A velocidade do fluido nesse ponto é a chamada *velocidade crítica de fluidização* (v_C) e pode ser obtida substituindo na equação (1) o valor de $\Delta P \cdot S$ tirado das equações anteriores.

9.1. A partir da equação (16) de Leva:

$$\frac{m}{S} \cdot \frac{g}{g_C}\left(1 - \frac{\rho'}{\rho}\right) = \frac{2f\, L_m\, v_C^2\, \rho'}{g_C\, D} \cdot \frac{(1-\epsilon_m)^2}{\epsilon_m^3}\, \lambda_L^2$$

$$v_C = \frac{1}{\lambda_L} \cdot \frac{1}{\sqrt{f}} \sqrt{\frac{mg}{L_m S}\left(\frac{1}{\rho'} - \frac{1}{\rho}\right)\frac{D}{2}\, \frac{\epsilon_m^3}{(1-\epsilon_m)^2}} \qquad (30)$$

Lembrando que $L_m S\,(1 - \epsilon_m)\rho = m$, resulta

$$v_C = \frac{1}{\lambda_L} \cdot \frac{1}{\sqrt{f}} \sqrt{g\left(\frac{\rho}{\rho'} - 1\right)\frac{D}{2} \cdot \frac{\epsilon_m^3}{1-\epsilon_m}} \qquad (31)$$

Esta expressão poderia ser obtida diretamente combinando as equações (9) e (16). O valor de ν_c terá que ser obtido por tentativas porque f varia com o número de Reynolds que, por sua vez, depende de ν_c.

9.2. Regime laminar.

A maioria das fluidizações de sólidos com gases tem início em regime laminar e as expressões de ν_c para estes casos são importantes porque o cálculo poderá ser feito diretamente, sem tentativas.

9.2.1. A partir da correlação de Leva. Combinando as expressões (9) e (17), resulta

$$\nu_c = \frac{g D^2 (\rho - \rho')}{200\mu \lambda_L^2} \cdot \frac{\epsilon_m^3}{1 - \epsilon_m} \tag{32}$$

9.2.2. A partir da correlação de Leva modificada. Da (28) tira-se

$$\nu = \frac{g_c D^2 \psi^2}{200 \mu N} \cdot \frac{\Delta P}{L_e} \left[\frac{(1 - \epsilon)^2}{\epsilon^3}\right]^{m'} \tag{33}$$

Eq. (10) $$\Delta P = \frac{g}{g_c} (1 - \epsilon)(\rho - \rho') L$$

Eq. (29) $$N = \frac{L}{L_e}$$

Combinando, resulta

$$\nu = \frac{g D^2 (\rho - \rho')(1 - \epsilon)}{200 \mu} \psi^2 \left[\frac{(1 - \epsilon)^2}{\epsilon^3}\right]^{m'} \tag{34}$$

No início da fluidização $m' = 1$ e $\epsilon = \epsilon_m$, portanto

$$\nu_c = \frac{g D^2 (\rho - \rho')}{200 \mu} \psi^2 \frac{\epsilon_m^3}{1 - \epsilon_m} \tag{35}$$

9.2.3. Correlação empírica de Leva obtida a partir da equação (35). O inconveniente das expressões apresentadas anteriormente para calcular ν_c é a necessidade de se ter o valor de ϵ_m, o que, a seu turno, requer o conhecimento de L_m ou ρ_m. A relação (3) para o cálculo de ρ_m não dá resultados satisfatórios. A fig. VIII-10[40] fornece valores experimentais típicos de ϵ_m coletados da literatura por Leva[35].

Leva e colaboradores[36] verificaram que, tanto λ_L, como ϵ_m da equação (35) podiam ser relacionados com o número de Reynolds e apresentaram a seguinte relação empírica, válida para Re < 5:

$$G_c = 688 \frac{\rho' (\rho - \rho')}{\mu^{0,88}} D^{1,82} \tag{36}$$

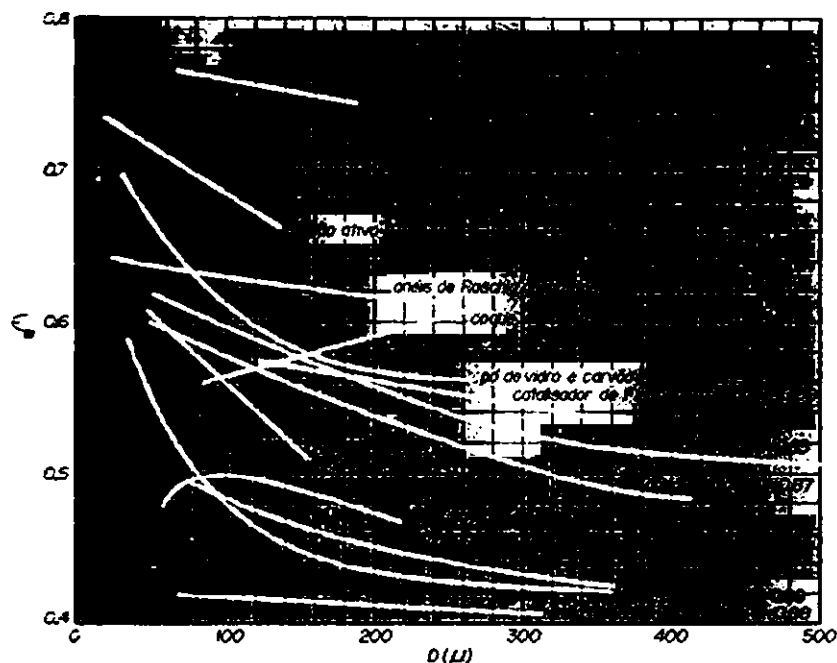



Fig. VIII.10 – Valores típicos de ϵ_m.

$G_c = v_c\rho'$ em lb/h·ft², ρ e ρ' em lb/ft³, D em polegadas em μ em *cP*.
Isolando v_c e utilizando unidades métricas, resulta

$$v_c = \frac{D^{1,82}\,(\rho - \rho')^{0,94}}{162{,}8\,\mu^{0,88}(\rho')^{0,06}} \tag{37}$$

v_c em m/s, ρ e ρ' em t/m³, D em mm e μ em *cP*.

Para $Re > 5$ os valores obtidos com esta expressão devem ser corrigidos com o auxílio da fig. VIII-11:

$$v_{c_{\text{corrigido}}} = k\, v_c \tag{38}$$

9.2.4. A partir da equação de Ergun. Para regime laminar tira-se diretamente da equação (26):

$$v_c = \frac{g\,D_p^2\,(\rho - \rho')}{150\,\mu} \cdot \frac{\epsilon_m^2}{(1-\epsilon_m)^2} \tag{39}$$

9.2.5. Correlação empírica de Miller e Logwinuk[15]. A correlação empírica proposta vale para partículas pequenas (100 a 250 μ) com densidade entre 1,1 e 3,9 t/m³, fluidizadas com gases de densidade entre 0,16 e 1,79 kg/m³. A equação é a seguinte, para unidades consistentes:

$$v_c = \frac{g\,D^2\,(\rho - \rho')^{0,9}(\rho')^{0,1}}{800\,\mu} \tag{40}$$

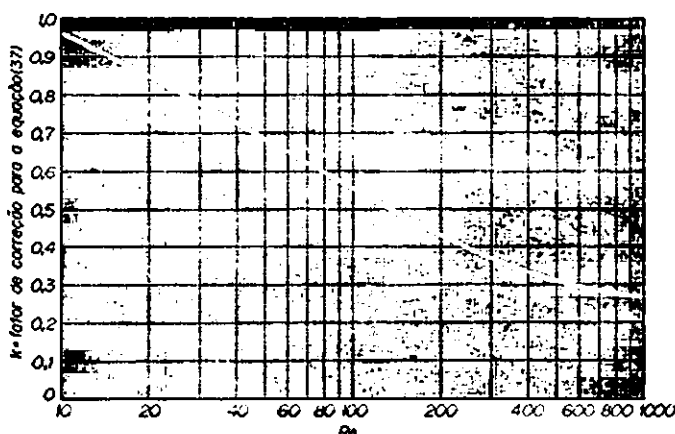



Fig. VIII.11 – Fator de correção k para a eq. (38).

D é a média volumétrica dos diâmetros:

$$D = \sum_{1}^{n} \bar{D}_i \, \Delta\varphi_i$$

A média D_i utilizada é a geométrica, $\sqrt{D_{i-1} \cdot D_i}$.

Convém observar que estas expressões valem igualmente para outras condições de operação do leito fluidizado, e não apenas para o início da fluidização.

Pode haver uma certa discordância entre a velocidade crítica assim calculada e o valor medido experimentalmente. Isto pode ser atribuído: 1º) ao escoamento preferencial das fases em virtude do qual a força de arraste do leito pelo fluido torna-se menor; 2º) à ação de forças eletrostáticas (no caso de fluidização com gases); 3º) à aglomeração das partículas; 4º) ao atrito do sólido na parede do tanque.

10. Eficiência de fluidização

Se em papel log-log representarmos $\dfrac{\nu}{1-\epsilon}$ em função de $\dfrac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3}$, de acordo com a eq. (34) iremos obter uma reta de coeficiente angular m' (fig. VIII-12). Da mesma forma, extrapolando a correlação representada pela eq. (35) para condições além do início de fluidização, iremos obter a reta inferior, de coeficiente angular -1. O ponto de encontro das duas retas corresponde às condições de início de fluidização (ν_c, ϵ_m). A cada valor de ϵ corresponde um valor de ν e um de ν_c^*. Esta é uma quantidade fictícia. Contudo, ela pode ser considerada como a velocidade suficiente para expandir o leito até a poro-

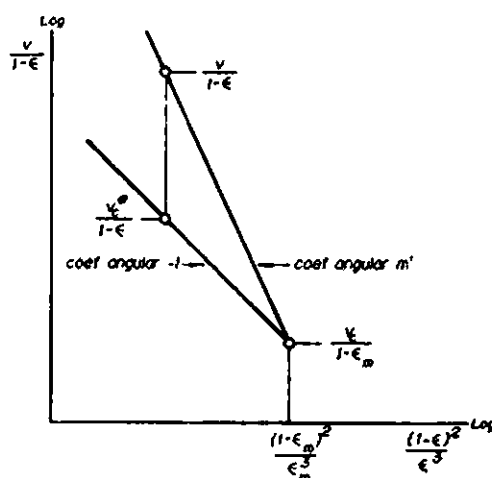



Fig. VIII.12 – Eficiência de fluidização.

sidade correspondente, porém insuficiente para fornecer às partículas a energia necessária para agitá-las no leito. O afastamento entre as ordenadas pode ser considerada como a medida da fluidização. Um tratamento mais aprofundado será apresentado a seguir.

A energia transferida pelo fluido ao atravessar o leito é o produto da vazão pela perda de carga. Assim sendo, se representarmos por $-W$ e $-W_c^*$ as energias correspondentes aos diversos pontos da figura VIII-11 e lembrando que, após o início da fluidização, a perda de carga permanece constante, teremos

$$-W = \nu\, S\, \Delta P$$
$$-W^* = \nu_c^*\, S\, \Delta P$$

Com base nestes valores Leva definiu a *eficiência de fluidização*, η, como sendo a relação entre a energia fornecida ao leito fluidizado em excesso àquela requerida para provocar a mera expansão do leito e a energia total transferida ao leito:

$$\eta = \frac{-W - (-W_c^*)}{-W} = \frac{\nu - \nu_c^*}{\nu} = 1 - \frac{\nu_c^*}{\nu}$$

Tirando os valores de ν e ν_c^* das expressões (34) e (35) respectivamente, resulta

$$\eta = 1 - \left[\frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3}\right]^{-(1+m')} \qquad (41)$$

Com base nas diversas relações entre ν, ν_c^* e ν_c, bem como nas relações disponíveis entre m', ϵ, ϵ_c^* e ϵ_m e o diâmetro das partículas (figuras VIII-9, VIII-10 e VIII-13) as figuras VIII-14 e VIII-15 foram preparadas[41,42] para permitir o cálculo de η e N com um mínimo de dados em cada situação particular.

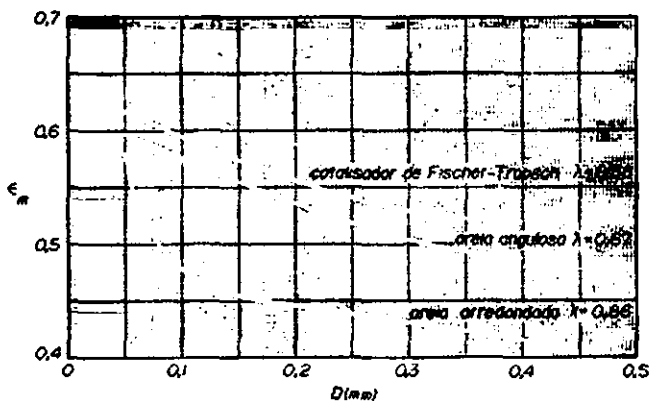



Fig. VIII.13 Valores de ϵ_m.

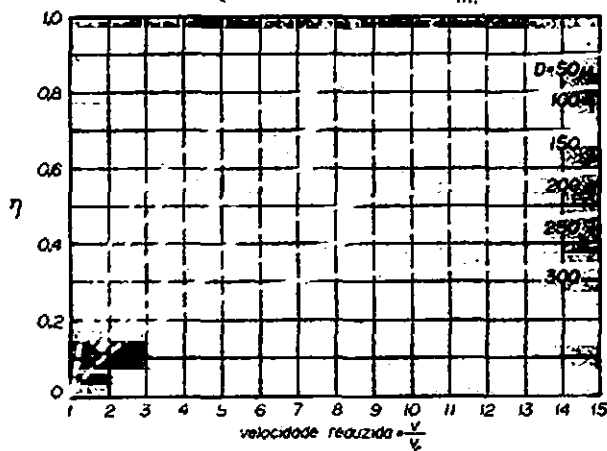



Fig. VIII.14 – Valores da eficiência de fluidização.

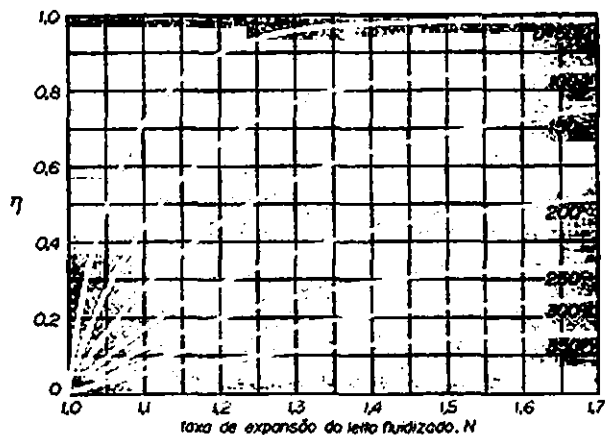



Fig. VIII.15 – Relação entre a taxa de expansão e a eficiência de fluidização.

11. Início da fluidização contínua

À medida que o leito expande, sua porosidade vai aumentando até que, para $\epsilon = 1$, começa a fluidização contínua. Para partículas maiores do que 250μ a velocidade de transporte pode ser calculada com as leis de Stokes, Allen ou Newton(*). Para partículas menores há um escorregamento das partículas no fluido em movimento. Chama-se velocidade de escorregamento a diferença entre a velocidade do fluido (ν) e a velocidade do sólido (ν_S). A fig. VIII-16 permite comparar velocidades de escorregamento obtidas experimentalmente com as calculadas com as leis da queda livre[8]:

$$r = \frac{\nu - \nu_{s_{real}}}{\nu - \nu_{s_{queda\ livre}}} \tag{42}$$

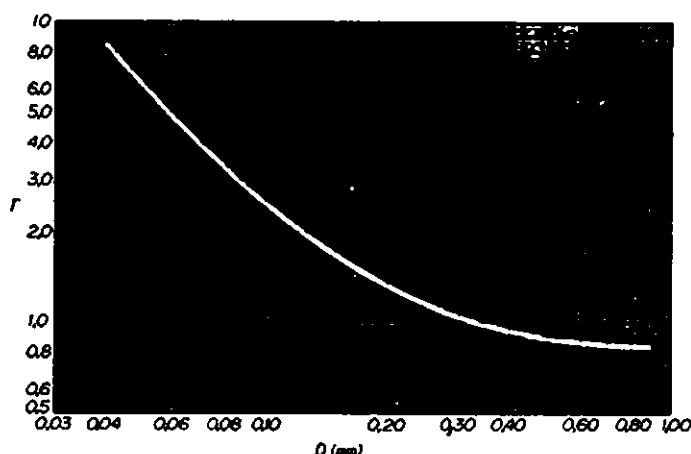



Fig. VIII.16 – Valores de r, eq. (42).

Aplicação 1

Partículas de alumina de 60 mesh Tyler devem ser fluidizadas com ar a 400ºC e 6 kg/cm² (pressão manométrica). O leito estático tem uma profundidade de 3,0m e 2,7m de diâmetro, apresentando uma porosidade de 40%. A densidade das partículas sólidas é 3,5 t/m³. Calcular: a) a densidade máxima do leito fluido; b) a porosidade (mínima) nestas condições; c) a altura mínima do leito fluido; d) a perda de carga do leito de altura mínima; e) a velocidade crítica do ar de fluidização.

Solução

A 60 mesh corresponde $D = 246\mu = 2{,}46 \times 10^{-4}$ m

(*) Ver Cap. II, 3º volume.

Densidade do fluido: $\rho' = \dfrac{7\ (29)}{0{,}082\ (673)} = 3{,}68\ kg/m^3 = 0{,}00368\ t/m^3$

a) Densidade máxima do leito fluidizado:

$$\rho_m = 0{,}356\ (3{,}5)\ (\log 246 - 1) = 1{,}73\ t/m^3$$

b) Porosidade mínima

$$\epsilon_m = \frac{3{,}5 - 1{,}73}{3{,}5 - 0{,}00368} = 0{,}506 \qquad (50{,}6\%)$$

c) Altura mínima do leito fluidizado
A altura e a porosidade do leito estático são conhecidas, portanto, utilizando a expressão (7):

$$L_m = L_e \frac{1 - \epsilon_e}{1 - \epsilon_m} = 2{,}7 \frac{1 - 0{,}4}{1 - 0{,}506} = 3{,}28\ m$$

d) Perda de carga no início da fluidização
Admitindo $\dfrac{g}{g_c} = 1$ na expressão (9), resulta

$$\Delta P_m = (1 - 0{,}506)\ (3500 - 3{,}68)\ (3{,}28) = 5665\ kg/m^2,$$

ou seja, $0{,}5665\ kg/cm^2$.

e) Velocidade crítica de fluidização
Adotaremos $\lambda_L = 1{,}4$ e admitiremos regime laminar. A viscosidade do ar é tirada do MOU (p-14) por extrapolação(*):

$$\mu_{400°C} = \mu_{752°F} = \mu_{500°F} \sqrt{\frac{752 + 460}{500 + 460}}$$

$$\mu_{400°C} = 0{,}0281 \sqrt{\frac{1212}{960}} = 0{,}0316\ cP$$

Correção decorrente da pressão elevada (T_c = 140,7°C e P_c = 37,2 atm tirados da tabela I-1 da Estequiometria Industrial):

$$T_R = \frac{673}{132} = 5{,}1$$

$$P_R = \frac{6}{37{,}2} = 0{,}161$$

O fator de correção tirado da fig. I-8 do MOU é praticamente igual a 1. Portanto

$$\mu_{400°C} = 0{,}0316\ cP = 3{,}16 \times 10^{-5}\ kg/m\cdot s$$

Substituindo na expressão (30) resulta:

$$v_c = \frac{9{,}81\ (3500 - 3{,}68)\ (2{,}46 \times 10^{-4})^2}{200\ (3{,}16 \times 10^{-5})\ (1{,}4)^2} \cdot \frac{(0{,}506)^3}{1 - 0{,}506} = 0{,}044\ m/s$$

Verificação do regime:

$$Re = \frac{2{,}46 \times 10^{-4}\ (0{,}044)\ (3{,}68)}{3{,}16 \times 10^{-5}} = 1{,}26 < 10$$

(*) Para um gás ideal, $\mu = \dfrac{2{,}6693 \times 10^{-21} \sqrt{MT}}{\sigma^2}$, onde M = massa molecular, T = temperatura em °K; μ = viscosidade absoluta em g/cm · s, σ = diâmetro molecular em cm.

Aplicação 2

Um leito fluidizado opera atualmente com uma vazão de gás igual a 3 m^3/s e uma altura de 2,60 m. O diâmetro médio das partículas do sólido é 100 μ e a densidade do sólido é 2,6 g/cm^3.

Desejando-se reduzir a altura do leito para 2,20 m, pergunta-se qual deverá ser a nova vazão de gás. A seu ver, qual seria a causa provável da necessidade de se reduzir a altura do leito?

Dados e notas:

altura do leito de porosidade mínima: 1,10 m
densidade do gás de fluidização: 2 kg/m^3
admitir que as operações sejam realizadas com número de Reynolds inferior a 10.

Solução

Para $Re < 10$ aplica-se a equação (17):

$$\Delta P = \frac{200\,\mu L\,v}{g_c D^2} \cdot \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \cdot \lambda_L^2$$

Utilizando o índice 1 para a operação atual e 2 para a operação modificada, resulta:

$$\frac{\Delta P_1}{\Delta P_2} = \frac{v_1}{v_2} \cdot \frac{L_1}{L_2} \left(\frac{\epsilon_2}{\epsilon_1}\right)^3 \cdot \left(\frac{1-\epsilon_1}{1-\epsilon_2}\right)^2$$

Admitindo que a perda de carga não se altere de modo significativo com a mudança de vazão e lembrando que $Q = vS$ (S = secção transversal do leito) resulta:

$$Q_2 = Q_1 \frac{L_1}{L_2} \left(\frac{\epsilon_2}{\epsilon_1}\right)^3 \left(\frac{1-\epsilon_1}{1-\epsilon_2}\right)^2$$

Mas $L_1(1-\epsilon_1) = L_2(1-\epsilon_2)$, portanto

$$Q_2 = Q_1 \left(\frac{\epsilon_2}{\epsilon_1}\right)^3 \cdot \frac{1-\epsilon_1}{1-\epsilon_2}$$

Cálculo de ϵ_1 e ϵ_2:

$$\rho_m = 0{,}356\,(2{,}7)\,(\log 100 - 1) = 0{,}961\ t/m^3$$

$$\epsilon_m = \frac{2{,}7 - 0{,}961}{2{,}7 - 0{,}002} = 0{,}645$$

$$L_1(1-\epsilon_1) = L_2(1-\epsilon_2) = L_m(1-\epsilon_m) = 1{,}10\,(1 - 0{,}645) = 0{,}391\ m$$

Então

$$\epsilon_1 = 1 - \frac{0{,}391}{L_1} = 1 - \frac{0{,}391}{2{,}60} = 0{,}8496$$

e

$$\epsilon_2 = 1 - \frac{0{,}391}{2{,}20} = 0{,}8223$$

Substituindo na expressão de Q_2 resulta finalmente:

$$Q_2 = 3\left(\frac{0{,}8223}{0{,}8496}\right)^3 \cdot \frac{1 - 0{,}8496}{1 - 0{,}8223} = 2{,}30\ m^3/s$$

A causa provável de se desejar reduzir a altura do leito é a porosidade muito elevada nas condições atuais (85%). Isto provavelmente estará acarretando perda exagerada de sólido. Observa-se, por outro lado, que a redução da altura, embora possa trazer algum benefício, não resolverá definitivamente o problema, pois a redução da porosidade é de apenas um pouco mais de 3%.

Aplicação 3

Repetir os cálculos feitos na ilustração 2 utilizando agora a expressão (31) para as duas condições de operação mencionadas.

Solução

Na situação atual: $$v_1 = \frac{g(\rho - \rho') D_p^2}{150\,\mu} \cdot \frac{\epsilon_1^3}{1 - \epsilon_1}$$

Com a nova vazão: $$v_2 = \frac{g(\rho - \rho') D_p^2}{150\,\mu} \cdot \frac{\epsilon_2^3}{1 - \epsilon_2}$$

Dividindo membro a membro e lembrando que $\frac{v_2}{v_1} = \frac{Q_2}{Q_1}$, resulta:

$$Q_2 = Q_1 \left(\frac{\epsilon_2}{\epsilon_1}\right)^3 \frac{1 - \epsilon_1}{1 - \epsilon_2} = 3\left(\frac{0{,}8223}{0{,}8496}\right)^3 \frac{1 - 0{,}8496}{1 - 0{,}8223} = 2{,}30 \text{ m}^3/\text{s}$$

Aplicação 4[20]

Um catalisador constituído de partículas esféricas de 50 μ e densidade 1,65 t/m^3 deve ser utilizado num reator de leito fluidizado que vai operar a 480°C e 1 atm. O fluido será uma mistura de hidrocarbonetos com viscosidade 0,02 *cP* e densidade 3,36 kg/m^3. Pede-se:

a) A velocidade superficial do gás necessária para iniciar a fluidização.

b) A velocidade à qual tem início a fluidização contínua.

c) A porosidade do leito quando a velocidade superficial fôr a média das velocidades calculadas em *a* e *b*.

d) Que tipo de fluidização está ocorrendo?

Solução

a) Os autores em referência recomendam utilizar a equação (31) adotando para ϵ_m o mesmo valor da porosidade do leito estático obtido da fig. II-13 para leito frouxo de partículas esféricas (0,42):

$$v_c = \frac{9{,}81\,(1650 - 3{,}36)\,(50 \times 10^{-6})^2}{150\,(0{,}02 \times 10^{-3})} \cdot \frac{(0{,}42)^3}{1 - 0{,}42} = 0{,}00172 \text{ m/s}$$

Este modo de proceder despreza a expansão do leito durante a fluidização, o que é razoável se ocorrer fluidização particulada. Se a expressão de Matheson fôr utilizada para se obter a porosidade ϵ_m, o resultado será discordante deste que obtivemos:

$$\rho_m = 0{,}356\,(1{,}65)\,(\log 50 - 1) = 0{,}41 \text{ g/cm}^3$$

Da (2): $$\epsilon_m = \frac{1{,}65 - 0{,}41}{1{,}65 - 0{,}00336} = 0{,}75$$

Observa-se uma discrepância considerável entre este valor e o da porosidade do leito estático utilizada por Foust.

b) A fluidização torna-se contínua quando a velocidade do fluido iguala a velocidade de sedimentação livre das partículas dada pela lei de Stokes, pois as partículas sendo pequenas, o regime de decantação é viscoso. Começa aí o transporte do sólido para fora do leito. A velocidade será:

$$v_t = \frac{g(\rho - \rho') D^2}{18\,\mu} = \frac{9{,}81\,(1650 - 3{,}36)\,(50 \times 10^{-6})^2}{18\,(0{,}02 \times 10^{-3})} = 0{,}11 \text{ m/s}$$

c) Para $\nu = \dfrac{0{,}00172 + 0{,}11}{2} = 0{,}056$ m/s calcula-se ϵ a partir da equação (31) com ν em lugar de ν_c:

$$\frac{\epsilon^3}{1-\epsilon} = \frac{150\,(0{,}056)\,(0{,}02 \times 10^{-3})}{9{,}81\,(1650 - 3{,}36)\,(50 \times 10^{-6})^2} = 4{,}16$$

$$\epsilon = 0{,}815 \qquad (81{,}5\%)$$

d) O número de Froud é provavelmente uma indicação do tipo de fluidização. Utiliza-se a velocidade crítica para o cálculo. Se o resultado fôr inferior a 1, pode-se esperar que a fluidização seja particulada.

$$Fr = \frac{V_c}{Dg} = \frac{(0{,}00172)^2}{(50 \times 10^{-6})\,9{,}81} = 0{,}0060$$

11. Transferência de calor em leitos fluidizados

Uma das grandes vantagens da técnica de leito fluido é a uniformidade de temperatura em todos os seus pontos. Isto se deve à alta condutividade térmica aparente do leito. As partículas sólidas atuam como transportadores muito eficientes da energia térmica de um ponto a outro por causa de sua grande mobilidade no leito.

Apesar de ter havido muito trabalho experimental a respeito, a concordância entre os resultados não é boa. Mickley e Trilling[21], trabalhando com partículas esféricas de vidro de 50 a 500 μ fluidizadas com ar a velocidades entre 0,25 e 4,5 m/s, obtiveram leitos de baixa densidade (porosidade entre 47 e 91,4%) nos quais os coeficientes de transferência de calor variaram entre 50 e 600 U.M.(*) Se o gás escoasse nas mesmas condições do trabalho experimental, mas sem sólidos, estes valores estariam entre 5 e 20 U.M. Para um tubo de 7,3 cm de diâmetro e 1,27 m de comprimento, aquecido internamente, a correlação dimensional obtida foi a seguinte:

$$h = 6{,}483\left[\frac{(1-\epsilon)\,\rho}{D_p^3}\right]^{0{,}238} \qquad \text{(U.M.)} \qquad (43)$$

Trabalhando com leitos de 1 a 4" de diâmetro, aquecidos através da parede, obtiveram

$$h = 10{,}26\left[\frac{(1-\epsilon)\,\rho\,\rho'\,\nu}{D_p^3}\right]^{0{,}263} \qquad \text{(U.M.)} \qquad (44)$$

D_p em cm, ν (velocidade superficial) em m/s, ρ e ρ' em t/m^3. A concentração de sólidos, $(1-\epsilon)\,\rho$, na primeira correlação variou entre 0,06 e 1,3 t/m^3 e, na segunda, entre 0,05 e 1,1 t/m^3.

(*) U.M. (unidades métricas) representa kcal/h·m^2·°C.

Miller e Logwinuk[22] *obtiveram coeficientes entre o leito e a parede* variando de 200 a 1000 U.M. A correlação indicava que os coeficientes eram proporcionais ao diâmetro das partículas elevado à potência 0,2.

Dow e Jakob[25] obtiveram coeficientes da ordem de 100 a 850 U.M., ou seja, cerca de 100 vezes o valor encontrado no caso de gases escoando sem partículas sólidas. Fluidizaram um catalisador "Aerocat", coque finamente dividido e ferro em pó com ar em leitos de 2" e 3" de diâmetro. O aquecimento foi feito com vapor condensando por fora do leito. Operaram com fase densa (ϵ = 0,53 a 0,69) a velocidades de massa entre 200 e 1000 kg/h·m². O diâmetro D_p das partículas variou de 0,0027 a 0,0067" e a altura do leito entre 4,3 e 35,8 cm. A correlação obtida e que dá resultados com precisão de ± 20% é a seguinte (C_p e C_p' são as capacidades caloríficas do sólido e do fluido respectivamente *e D é agora o diâmetro do leito*):

$$\frac{h\,D}{k} = 2{,}44\left(\frac{D\,v\,\rho'}{\mu}\right)^{0,80}\left(\frac{D}{L}\right)^{0,65}\left(\frac{D}{D_p}\right)^{0,17}\left(\frac{\rho C_p}{\rho' C_p'}\right)^{0,25} \qquad (45)$$

A explicação dada por Jakob para o alto valor do coeficiente de transferência de calor entre o leito e as paredes relativamente ao coeficiente gás-parede é a de que as partículas destroem a camada laminar junto à parede. Na verdade a *simples transferência* de calor entre o sólido e a parede não poderia explicar toda a diferença encontrada. Isto encontra confirmação no fato de que o coeficiente não é afetado pela condutividade do sólido.

12. Transferência de massa em leitos fluidizados

As experiências de transferência de massa realizadas em *leitos fixos* envolveram a secagem de partículas de catalisador celite com ar, a vaporização de naftaleno no ar, em CO_2 e H_2 e a lixiviação de solutos contidos em partículas de celite. As correlações mais satisfatórias utilizam o fator j_M definido como segue

$$j_M = \frac{k_c}{v} \cdot \frac{p_{B_m}}{P}\, Sc^{0,67} \qquad (46)$$

k_c = coeficiente de transferência de massa (kg/h·m²·kg/m³)

$Sc = \dfrac{\mu}{\rho \mathcal{D}}$ = número de Schmidt

$\mathcal{D}$ = difusividade molecular do componente A através do inerte B

μ = viscosidade do componente A

ρ = densidade de A

p_{B_m} = média logarítmica das pressões parciais do inerte B nos pontos entre os quais está ocorrendo a transferência

P = pressão total
v = velocidade superficial do fluido (kg/h·m²)

Wilke e Hougen[24] obtiveram as seguintes correlações:

Para Re entre 50 e 250: $j_M = 1{,}82 \cdot Re^{-0{,}51}$ (47)

Para $Re > 350$: $j_M = 0{,}989 \cdot Re^{-0{,}41}$ (48)

Para *leitos fluidizados* existem as correlações de Resnick e White, McCune e Wilhelm, entre outras, mas a concordância entre elas não é boa. Os trabalhos de Chu[25] parecem ser os melhores disponíveis até o momento. Nas experiências realizadas por Chu a porosidade variou entre 25% e 97% e o diâmetro das partículas entre 0,8 e 13 mm. O número de Schmidt variou de 0,6 a 1400. As correlações obtidas são as seguintes

Para $1 < Re < 30$: $$j_M = 5{,}7 \left(\frac{Re}{1 - \epsilon} \right)^{-0{,}78} \quad (49)$$

Para $30 < Re < 5000$: $$j_M = 1{,}77 \left(\frac{Re}{1 - \epsilon} \right)^{-0{,}44} \quad (50)$$

Re = número de Reynolds $= \dfrac{D_p' \, v \, \rho'}{\mu}$

D_p' = diâmetro da esfera de mesma área externa que as partículas do leito $= \sqrt{\dfrac{a}{\pi}}\, D$ (D = diâmetro das partículas)

VANTAGENS DA TÉCNICA DE LEITO FLUIDIZADO

O emprego generalizado da técnica de leito fluidizado teve início com os processos de craqueamento catalítico de naftas e outras frações de petróleo, nos quais as necessidades de um controle perfeito de temperatura e de se obter coeficientes elevados de transferência de calor e massa eram essenciais. Hoje muitas outras indústrias utilizam a fluidização devido às excelentes características do contato fluido-sólido obtidas, além de que, em certos casos, a perda de carga é menor do que em leitos fixos de mesma capacidade.

As principais vantagens dos leitos de sólidos fluidizados podem ser resumidas como segue:

1. *Área específica do sólido exposta ao fluido muito maior em leito fluidizado* do que em leito fixo porque as partículas podem ser bem menores. Isto promove um contato muito mais íntimo entre as fases, o que favorece as transferências de calor e massa. O volume dos equipamentos cuja operação é controlada por estes processos de transporte poderá sofrer redução apreciável em decorrência deste fato.

2. *Grandes velocidades de reação são conseguidas em leito fluidizado*, encontrando-se justamente neste fato a principal justificativa para a primeira aplicação importante desta técnica na indústria do petróleo. Em processos exotérmicos, nos quais a eliminação de pontos quentes(*) é conseguida quase integralmente com o emprego de leitos fluidos em virtude da granulometria fina e da turbulência no leito, a conversão chega a ser de 2 a 10 vezes maior do que em leitos fixos de igual massa. Mas há uma dificuldade associada com a mistura longitudinal nos reatores de leito fluido e que às vezes anula a vantagem conseguida com a maior velocidade, podendo provocar ainda a ocorrência de reações laterais.
3. Um leito fluido caracteriza-se por apresentar uma *condutividade térmica bastante elevada* comparada com a do gás. As razões disto já foram discutidas. Combinado com o transporte extremamente rápido de partículas entre os diversos pontos do leito, isto garante uma uniformidade praticamente absoluta da temperatura no leito, mesmo que haja pontos que liberem ou dissipem energia muito além da média, que são os chamados "pontos quentes", tão indesejáveis em leitos fixos de catálise. Estes pontos são virtualmente eliminados com a técnica de leito fluidizado. Prova disto é que a temperatura nos regeneradores catalíticos é mantida constante, com variações da ordem de 3ºC em leitos fluidos de até 15 m de diâmetro por 7 m de altura. Os sistemas fluidizados estão sendo aproveitados como meios refrigerantes em reatores nucleares e até como fluidos de trabalho nas usinas geradoras com turbinas a gás[26].
4. *Os coeficientes de transferência de calor* entre o leito e as paredes do equipamento ou dos tubos imersos no leito são extremamente favoráveis em contraposição ao que ocorre nos leitos fixos, nos quais a transferência de calor é um problema de difícil solução.
5. Uma vez que o leito fluidizado se comporta como um líquido, seu transporte para dentro ou para fora do equipamento é fácil, podendo escoar até por gravidade entre dois tanques ou passar através de válvulas.
6. Conseqüência da anterior é a facilidade com que a *energia térmica pode ser transportada*. As partículas podem ser retiradas do leito com facilidade e aquecidas, para depois retornarem ao leito a fim de aquecer o fluido em reação.

DESVANTAGENS DOS LEITOS FLUIDIZADOS

Apesar das vantagens que oferecem, os leitos de sólidos fluidizados apresentam algumas desvantagens:

(*) Ver 3.

1. A agitação violenta do leito tende a homogeneizar suas propriedades. Assim, por exemplo, é impossível manter um *gradiente axial de temperatura ou concentração no leito,* a não ser com o uso de leitos muito profundos e porisso difíceis de operar. O "slugging" pode ser bastante severo nestes casos.
2. *Não se pode pré-fixar a posição de uma dada partícula sólida no leito, num dado instante.* Isto significa que uma partícula recém introduzida no leito pode sair imediatamente pelo topo sem desempenhar sua função ou receber o tratamento a que se destina. Em contraposição, partículas já esgotadas podem ficar recirculando no interior do leito.
3. *O atrito é severo, produzindo muito pó que é arrastado do leito.* Isto acarreta duas dificuldades:

   1ª) reposição constante do sólido;

   2ª) emprego de equipamentos para limpar o gás que sai do leito e cujo custo pode ser muito elevado.
4. *A erosão do equipamento é severa* por causa da grande energia cinética do sólido. É influenciada pelo tamanho, forma, velocidade e dureza das partículas.
5. *A desintegração do sólido* fluidizado constitui problema sério. Ledoux[27] sugere uma expressão para calcular uma *velocidade superficial limite*, abaixo da qual a desintegração é desprezível. Remanejada e adaptada, a expressão é a seguinte:

$$v_\ell = 7{,}32 \times 10^{-3}\, \rho\, D\, g \qquad (51)$$

   v_ℓ = velocidade limite de desintegração (m/s)

   ρ = densidade do sólido (t/m^3)

   D = diâmetro das partículas (cm)

   g = aceleração da gravidade (m/s^2)
6. O *consumo de energia* para a operação de um leito fluidizado é maior do que no caso de um leito estático de mesmo peso porque a perda de carga é maior. De fato, o leito só fluidiza quando a perda de pressão se torna igual ao peso do sólido por unidade de área. Entretanto, como as conversões são maiores em leito fluido, menor quantidade de sólidos é necessária para uma mesma conversão e por isso o consumo de energia para uma dada conversão poderá ser menor.
7. *O tamanho do equipamento* (reator, secador, etc.) que opera com leito fluido é maior do que o correspondente estático.

APLICAÇÕES DA TÉCNICA DE LEITO FLUIDIZADO

Apesar de algumas aplicações já terem sido mencionadas, faremos uma relação das mais importantes, dando, a título de ilustração, as características operacionais de algumas delas.

A. Indústria do petróleo

Cronologicamente esta aplicação vem em primeiro lugar. O craqueamento catalítico, introduzido na indústria do petróleo em 1937, superou o craqueamento térmico que até então era o único realizado. Deu gasolina de maior octanagem e óleo de aquecimento, reduzindo bastante os sub-produtos que eram os óleos combustíveis pesados. Contudo, a complexidade e os altos custos de instalação e manutenção dos equipamentos intermitentes utilizados, logo exigiram pesquisas que levaram ao uso de leitos móveis de catálise. Pensou-se no transporte pneumático, mas a mistura sólido-fluido era muito diluída (15 a 30 kg/m^3), o que conduziria a reatores muito grandes. Além disso o catalisador aglomerava e perdia suas propriedades com freqüência. Estudos *realizados independentemente* pela *Standard Oil Development Co.* (hoje Esso Research & Engineering Co.) e por W.K. Lewis e E.R. Gilliland conduziram à atual técnica de leito fluido. Maiores concentrações de sólidos foram conseguidas. Ajustando a granulometria do sólido à velocidade do fluido, a primeira instalação foi montada em 1942. Mais 31 foram construídas durante a guerra e até 1956 mais 123 foram postas em funcionamento.

O óleo vaporizado é introduzido no reator, que opera à temperatura uniforme de 500ºC, juntamente com a quantidade apropriada de catalisador. O tempo de residência do fluido no reator é de mais ou menos 20 segundos. Os finos do catalisador saem pelo topo do reator, sendo captados em ciclones. Uma parte do catalisador é continuamente retirada pelo fundo e transportada com ar quente para o regenerador, onde o carbono depositado sobre as partículas é queimado a 600ºC, também em leito fluidizado.

A temperatura no regenerador é controlada de modo a mantê-la constante dentro de ± 3ºC. O catalisador regenerado volta para o reator. O ciclo completo de operação é de 10 minutos. Um esquema da instalação acha-se na figura VIII-17.

Outra aplicação importante na indústria do petróleo é a destilação do xisto betuminoso.

B. Aplicação na indústria química

Desde 1945 inúmeras pesquisas, seguidas de desenvolvimento tecnológico, no ramo catalítico da indústria química resultaram em sucessos comerciais importantes com a aplicação de leitos fluidos. A ustulação da pirita para produzir SO_2 e as calcinações a altas temperaturas foram tentadas e, apesar dos problemas enfrentados, há hoje em dia mais de uma centena de unidades em operação estável.

A gaseificação do carbono com CO_2 ($C + CO_2 \rightarrow 2CO$) foi feita por Lewis, Gilliland e McBride[28] à pressão atmosférica no intervalo de temperaturas

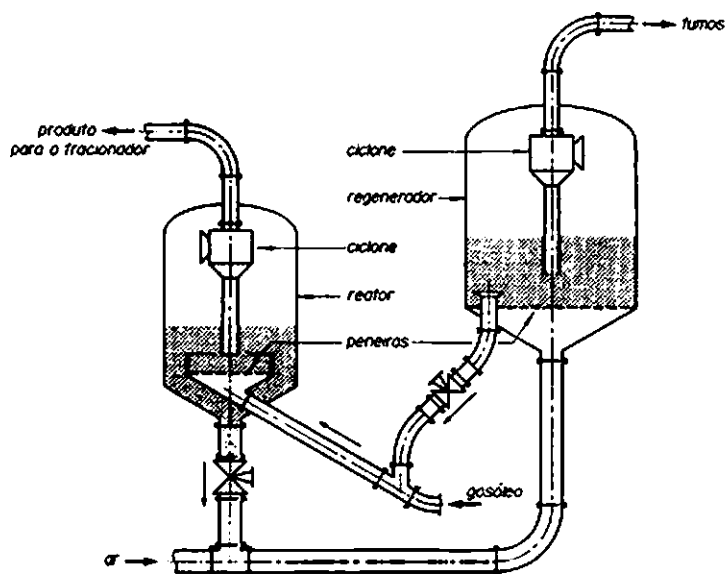



Fig. VIII.17 – Craqueador catalítico de leito fluidizado.

entre 800°C e 1100°C. A síntese de hidrocarbonetos a partir de CO e H_2 também tem sido realizada em leito fluidizado.

A queima do carvão pode ser feita em leito fluido, assim como a conversão do SO_2 em SO_3. A calcinação do calcáreo também constitui uma aplicação importante desta técnica.

Daremos a seguir alguns dados de operação da ustulação de piritas, do sulfeto de zinco e da calcinação do calcáreo.

1. Ustulação de piritas

A ustulação de piritas é realizada comercialmente em leito fluidizado para produzir ácido de cozimento de celulose de alta concentração de SO_2. O sistema utilizado é o "Fluo-solids", instalado em Berlin (New Hampshire) pela Brown Companhy em 1952. Esta instalação tem uma capacidade de 9000 t de enxôfre por ano e está em operação estável desde sua implantação.

O leito tem 5m de diâmetro por 1,50m de profundidade. O casco do equipamento é de aço revestido com refratário. Uma placa perfurada horizontal, também de refratário, serve para distribuir uniformemente o ar através do leito (fig. VIII-18). A matéria prima é a pirrotita (Fe_7S_8) obtida por flotação de concentrados de cobre. A lama, com 73% de sólidos e 27% de água, é bombea-

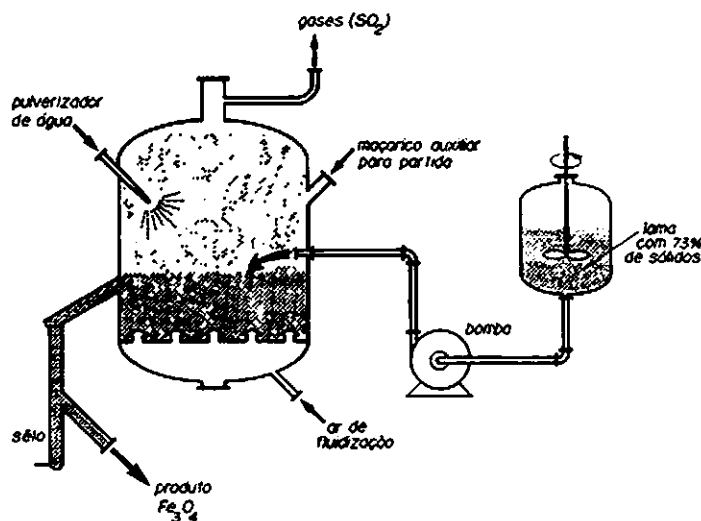



Fig. VIII.18 – Ustulação de piritas em leito fluidizado.

da para o reator sem maiores dificuldades e o sólido é fluidizado com os gases de combustão do óleo. Durante a reação o enxôfre passa a SO_2 e o ferro, a Fe_3O_4.

Dados de operação:
ar: 1,7 m^3/s
sólido sêco: 75 t/24h
lama com 73% de sólido: 4,28 t/h
água para controle de temperatura: 9,5 ℓ/h
água total alimentada: 25 ℓ/min
condições no leito: 875ºC
velocidade espacial (gás sêco): 0,34 m/s (0,46 em base úmida)
análise dos gases na chaminé: SO_2 13%; SO_3 0,2%; O_2 1,0%; N_2 85,8%.

2. Ustulação do sulfeto de zinco

A primeira unidade foi montada em Arvida (Quebec) em 1950 pela Brown Co. para a Alcan. Utiliza concentrado de ZnS obtido por flotação. Consta de um reator de 6,70m de diâmetro, sendo 1,85m a altura do leito, que opera a 465ºC. Há ciclones, lavador, precipitador Cottrell e uma caldeira de recuperação.

No leito o enxôfre existente no sulfeto é reduzido de 31 para 0,3%. Utiliza-se 30% de ar em excesso, o que acarreta uma redução de SO_2 nos gases até

10 a 12%. Depois de limpos, os gases vão para a fábrica de ácido sulfúrico por contato, com capacidade para produzir 100t de H_2SO_4 100% por dia.

3. Calcinação do calcáreo

Emprega-se um reator de múltiplo estágio com cinco compartimentos operando respectivamente a 725ºC, 850ºC, 100ºC e 300ºC. O diâmetro é de 3,70m. Produz 100 t/dia de cal de excelente qualidade, com um teôr de CO_2 residual de 0,6%.

4. Pelotização

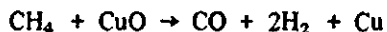
O sólido original é $CaCO_3$ precipitado, com partículas de 30μ de diâmetro. É submetido a secagem, depois calcinado a CaO num reator "Fluo-solids" e finalmente pelotizado no mesmo reator. A pelotização é conseguida com NaOH ou Na_2CO_3, que fundem a 920ºC. A superfície de cada pelota, ao ser revestida com Na_2CO_3, torna-se pegajosa e vai crescendo durante a operação. O crescimento das pelotas é controlado pela maior ou menor proporção das partículas finas que se encontram presentes no leito fluidizado.

C. Aplicações na petroquímica

A produção de anidrido ftálico a partir de xilol ou naftaleno é realizada em leito fluidizado. No processo Lurgi o catalisador é areia fina.

O negro de fumo também é produzido em leito fluido e muitas outras aplicações desta técnica têm sido introduzidas continuamente na indústria petroquímica.

A reação do metano com óxido de cobre ou de ferro depositados sobre silica gel para produzir CO e H_2 é outra aplicação importante. Foi estudada por Lewis, Gilliland e Reed[38]. A reação primária é a seguinte:

$$CH_4 + CuO \rightarrow CO + 2H_2 + Cu$$

Conversões de metano de até 94,6% são conseguidas, com uma seletividade (quanto à reação primária) de 92%.

A oxidação do etileno para produzir óxido de etileno também é realizada atualmente em leito fluidizado com resultados bastantes favoráveis.

D. Aplicações na metalurgia

A ustulação de minérios de ouro é uma das primeiras aplicações metalúrgicas. A redução de minérios de ferro em leito fluido é de tal importância que os entusiastas prevêm o desaparecimento do alto forno a médio prazo. A pelotização de minérios tem sido realizada em leito fluidizado, conforme já foi mencionado.

E. Fabricação do cimento

A fabricação do cimento em leito fluidizado tem sido realizada com sucesso e, além disso, o controle da poluição é feito com facilidade, pois o SO_2 produzido na queima do óleo reage com o calcáreo formando sulfato de cálcio, que é um composto obrigatoriamente adicionado ao cimento para controlar a pega.

F. Aplicações diversas

A *secagem* de sólidos em leito fluido é uma operação unitária que tem sido realizada com grande freqüência, oferecendo vantagens em relação às técnicas convencionais.

O *contato de dois sólidos* é realizado de modo muito mais eficiente em leito fluidizado do que em leito estático.

A *limpeza de gases*, visando remover poeiras e névoas, é uma aplicação muito interessante da técnica de leito fluidizado. Os primeiros estudos foram feitos por Meissner e Mickley[29]. A remoção de gotículas de ácido nas fábricas de ácido sulfúrico é particularmente importante. Sabe-se que as condições de fluidização ideais são conseguidas quando as partículas são de tamanho mais ou menos uniforme, evitando assim grandes diferenças entre suas velocidades terminais de queda livre. Caso contrário, haverá elutriação, sendo as partículas mais finas arrastadas do leito. Leva[30] mediu a velocidade de elutriação em leitos com partículas de dois tamanhos diferentes, verificando que um leito fluido nestas condições comporta-se como uma mistura de dois líquidos com volatilidades diferentes. As partículas finas correspondem ao líquido mais volátil, sendo expelido do leito mais facilmente que as outras. Lei semelhante à de Henry aplica-se ao leito fluidizado: as concentrações das partículas de uma dada granulometria no leito e no gás que atravessa o leito guardam entre si uma relação constante. Assim sendo, se um gás limpo passar pelo leito, as partículas finas serão arrastadas. Por outro lado, se um gás carregado de poeira atravessar o leito, *haverá passagem de pó do gás para o leito* até ser atingido o equilíbrio. Um leito fluidizado desempenha então o papel de uma coluna de retificação. O grau de separação desejado depende da altura do leito. Partículas de argila e pequenas esferas de vidro são utilizadas para remover a neblina de H_2SO_4 arrastada pelos gases nas fábricas de ácido sulfúrico.

Para finalizar, mencionaremos um *medidor de vazão* baseado na técnica de leito fluido. Um tubo de vidro graduado é enchido com partículas sólidas menores do que um décimo do diâmetro do tubo. O escoamento do fluido provoca a expansão do leito. Conhecida a profundidade do leito, calcula-se a vazão do fluido.

OUESTÕES PROPOSTAS

VIII.1. Um reator catalítico deverá operar em leito fluido à pressão manométrica de 3,9 kg/cm^2 e 500°C. O reator propriamente dito terá 3,10m de diâmetro, devendo funcionar normalmente com 12 toneladas de um catalizador com partículas esféricas de densidade 2,65 t/m^3. O próprio gás em reação será utilizado para fluidizar o leito. Calcule a altura mínima que deverá ter o reator, com base nos seguintes dados e notas:

1) Propriedades do gás nas condições de operação: massa molecular média 54, viscosidade 0,061 cP.
2) Peso específico aparente do leito estático: t/m^3.
3) Densidade do leito de porosidade mínima (determinada experimentalmente): 1,25 t/m^3.
4) Vazão de gás nas condições de escoamento: 6000 m^3/h.

VIII.2. Uma reação catalítica heterogênea vai ser realizada em leito fluidizado. A densidade do gás durante a reação é 2,3 kg/m^3 a 300°C e pressão de 2 ata. A densidade do catalizador é 3,9 t/m^3 e suas partículas são esféricas com diâmetro de 80μ. Trinta toneladas de catalizador serão empregadas em regime permanente. Pensa-se em utilizar um reator com 3m de diâmetro para processar 20 000 Nm^3 de gás por hora. Qual deverá ser a altura mínima do reator? Você tem algum comentário a fazer? Seja quantitativo na resposta.
Dados adicionais:
Viscosidade do gás nas condições de operação: 0,03 cP
Densidade aparente do leito estático: 1,41 t/m^3

VIII.3. Um reator catalítico de leito fluido está sendo projetado com 3m de diâmetro para operar com um catalizador constituído de partículas esféricas de 1/5mm de diâmetro e densidade 2,7 t/m^3. Quinze toneladas de catalizador serão empregadas durante a operação normal do reator, sendo a fluidização realizada com o gás em reação a 5 ata e 550°C.
Calcule a altura mínima que deverá ter o reator para manter uma vazão de gás de 6000 m^3/h.
São dados:
Viscosidade do gás: 0 05 cP
Massa molecular média do gás: 52
Peso específico aparente do leito estático: 1,3 t/m^3
(Resp. 3,64 m).

VIII.4. Uma fábrica de fertilizantes está sendo projetada para produzir 10 t/h de superfosfato com partículas esféricas de 200μ de diâmetro e densidade 2,4 t/m^3. A secagem do fertilizante será realizada com ar quente a 80°C e 1,05 ata num secador de 2,50m de diâmetro. Calcule a vazão mínima de ar necessária para fluidizar o leito de secagem, sabendo que a operação será realizada à razão de 15 bateladas por dia de 24h. Calcule também a altura do leito quando a vazão de ar fôr 30% maior do que a vazão mínima calculada anteriormente.

VIII.5. Dezessete toneladas de um catalizador com partículas esféricas de 150 microns e densidade 2,89 t/m^3 são fluidizadas com ar a 380°C e 2,8 ata. A densidade do leito estático é 1,41 t/m^3. O leito em operação tem 2,60m de diâmetro e 3,10m de profundidade.
Calcule a vazão de ar necessária para fluidizar o leito nestas condições.

VIII.6. A ustulação de concentrados de sulfeto de zinco obtidos por flotação da blenda é realizada atualmente em leito fluidizado. Admitindo que as partículas tenham 50μ de diâmetro e que a operação seja realizada a 870°C e 0,27 atm (pressão manométrica), calcule a densidade do leito fluidizado quando a velocidade superficial do gás fôr igual a 0,3 m/s. A densidade do sólido é 1,44 g/cm^3. Calcule

também a velocidade crítica de fluidização e a velocidade necessária para iniciar o transporte pneumático do sólido. O gás poderá ser admitido como sendo 80% de N_2 e 20% de SO_2, com viscosidade 0,045 cP. Você acha adequada essa velocidade? Em caso negativo, recomende uma velocidade que lhe pareça mais razoável.

VIII.7. Um leito fluido tem 2,50m de diâmetro por 3,00m de altura quando fluidizado com ar a 470°C e 3 ata. O diâmetro médio das partículas sólidas é 0,2mm, sua densidade é 2,7 t/m^3 e a esfericidade é 0,82. Calcule a vazão de ar, em m^3/h, sabendo que o peso total de sólido no leito é 15 toneladas.

VIII.8. Um leito poroso de partículas sólidas, com 30cm de profundidade e 80cm de diâmetro será fluidizado com ar a 24°C e 0,2 atm de pressão efetiva. As partículas têm 0,3mm de diâmetro médio e sua forma é o da areia angulosa uniforme. A densidade do sólido é 1,73 t/m^3. Calcule a vazão de ar necessária para iniciar a fluidização. Calcule também a expansão do leito quando se usar uma vazão de ar quatro vezes maior do que a de início de fluidização.

VIII.9. Uma reação catalítica industrial vai ser realizada experimentalmente em leito fixo com um catalizador magnético. As partículas do catalizador têm esfericidade 0,43 e densidade 4,6 t/m^3. O reator a ser empregado deverá ter 15cm de diâmetro por 35cm de altura. Os estudos de laboratório indicam que as partículas do catalizador deverão ter o menor tamanho possível, porém a queda de pressão através do leito será limitada a um máximo de 700mm de C.A. A velocidade espacial a ser utilizada é de 120m^3 de gás/ (m^3 de catalizador).h, a viscosidade do gás nas condições de operação é 0,018 cP e sua densidade é 2,07 kg/m^3. Calcule a granulometria do catalizador que se deverá empregar.

VIII.10. Sopra-se ar à temperatura de 90°C e pressão manométrica de 0,34 kg/cm^2 a uma vazão em massa de 400 kg/h, através de um reator construído com dez tubos de 2 1/2" de diâmetro interno e 3m de comprimento dispostos em paralelo. Os tubos são enchidos com cilindros de argila (densidade 2,51) de 18mm de diâmetro por 18mm de altura. Verificou-se que em cada tubo do reator cabem mil cilindros. Calcule a perda de carga através do reator operando nas condições descritas. Qual é a vazão necessária para fluidizar o leito?
(Resp. Leva 1070, Ergun 982; 2100 kg/h).

VIII.11. Vinte e cinco quilos de resina trocadora de ions, com partículas esféricas uniformes de 2,2mm de diâmetro e densidade 1,1 g/cm^3, devem ser fluidizados com 1,1 m^3/h de água a 21°C. O leito produzido poderá operar com uma expansão de 30%, isto é, o volume do leito expandido deverá ser 1,3 vezes o volume do leito fixo. A figura II-13 fornece uma porosidade igual a 0,34 para uma relação bastante pequena entre o diâmetro das partículas e o do leito.
Calcule:
a) A velocidade terminal de decantação livre das partículas, nas condições descritas.
b) A velocidade de início da fluidização em batelada.
c) A velocidade na qual tem início a fluidização contínua do leito.
d) O diâmetro do leito fluidizado, nas condições descritas.
e) A altura do leito em operação.

VIII.12. Uma resina trocadora de ions com partículas esféricas de 2mm de diâmetro e densidade 1,82 g/ml é colocada no interior de uma coluna de 30cm de diâmetro por 2m de comprimento. Água a 30°C desce pela coluna com uma vazão de 850 ℓ/min. Calcule a perda de carga através do leito nestas condições. Seria possível inverter o sentido de circulação da água, isto é, seria possível fazer a água subir pela coluna? Justifique.
(Resp. 11,43 kg/cm^2, não).

VIII.13. Um leito estático operando com 28 toneladas de silica de 150 mesh Tyler deve ser fluidizado com um gás de massa molecular 130 a 375°C e 16 ata num vaso

cilíndrico de 2,95m de diâmetro. A densidade da sílica é aproximadamente 2,7 g/cm³ e a viscosidade do gás nas condições de operação é 0,031 cP.
Calcule:
a) a velocidade necessária para fluidizar o leito;
b) a perda de carga do leito fluidizado;
c) a vazão de gás necessária para fluidizar o leito com uma porosidade de 80%.

VIII.14. Um óleo de soja deverá ser alimentado com uma vazão de 600 ℓ/min no topo de um leito granular de carvão ativado de granulometria 6 mesh Tyler (fator de forma de Leva 1,3). O leito é constituído de quatro tubos em paralelo, de 2" de diâmetro interno por 0,50m de comprimento. A densidade do carvão pode ser adotada igual a 1,15.
a) Calcule a perda de carga através do leito.
b) Verifique se o sentido de escoamento do óleo através do leito poderia ser invertido, isto é, se poderia escoar de baixo para cima através do carvão.

VIII.15. O leito fluido de uma instalação piloto deverá funcionar com 20 kg de catalizador constituído de partículas esféricas de densidade 1,37 g/cm³ e diâmetro 3mm. O gás de fluidização, com massa molecular aproximada 70 e viscosidade 0,011 cP, escoará de cima para baixo à razão de 480 m³/h a 3 kg/cm² (pressão efetiva) e 200°C. Admitindo que o leito deva operar com uma velocidade igual a três vezes a crítica, calcule as dimensões aproximadas que deverá ter o vaso. Comente e dê recomendações a respeito.
(Resp. 0,65m de diâmetro, altura mínima 0,10m).

VIII.16. A desionização de água de caldeira é realizada numa indústria bombeando a água de cima para baixo através de um leito de resina trocadora de íons constituída de partículas esféricas de tamanho −10 +14 mesh Tyler. O desionizador tem 1,10m de diâmetro por 2 de altura. A vazão de água é 2,83 m³/min.m³ de resina. A densidade da resina é 1,28 g/ml. Pede-se:
a) a perda de carga através do leito;
b) a vazão de uma salmoura a 10% de sal necessária para regenerar o leito com escoamento ascendente, de modo a provocar uma expansão do leito de 100%. A densidade da salmoura empregada é 1,07 g/ml.

VIII.17. As condições de projeto de um leito fluido operando com partículas de catalizador Fisher-Tropsch são apresentadas a seguir:
diâmetro do vaso: 0,60m
quantidade de sólidos (em repouso): 118 ℓ
vazão de gás: 7012 kg/h.m²
densidade do sólido: 5 t/m³
esfericidade das partículas: 0,58
viscosidade do gás: 0,026 cP
densidade do gás na entrada: 14,5 kg/m³
densidade do gás na saída: 16,5 kg/m³
Calcule:
a) O tamanho máximo que as partículas do catalizador poderão ter para iniciar a fluidização nestas condições.
b) Admitindo que o tamanho médio das partículas seja 60% do tamanho máximo calculado acima, calcule a expansão do leito ao ser iniciada a fluidização.
c) A eficiência de fluidização.

VIII.18. Uma coluna de 12 cm de diâmetro interno está cheia com partículas de coque de 10mm de diâmetro médio. Este leito sólido é fluidizado por meio de uma corrente ascendente de água a 30°C. Sabendo que a altura do leito estático é de 3cm, calcular a perda de carga quando o leito se acha fluidizado. Qual a altura do leito nestas condições? A densidade das partículas de coque pode ser admitida igual a 1,2 t/m³ e a porosidade do leito estático é 0,42. Faça uma lista de todas as hipóteses formuladas para a resolução do problema.

VIII.19. Água a 20°C deverá circular à razão de 20 m^3/h através de um leito estático de resina trocadora de ions encerrado em tubos de aço carbono de 4" de diâmetro e 2,50m de comprimento. As partículas de resina são esféricas, seu diâmetro é 2mm e a densidade do sólido é 2,8 g/cm^3. Estipulou-se uma perda de carga máxima de 15m de C.A. para o leito em operação. Calcule quantos tubos de 4" em paralelo deverão ser empregados. O sentido do escoamento da água através do leito poderá ser ascendente? Faça um gráfico mostrando a variação da perda de carga com a porosidade entre o valor correspondente ao leito estático e $\epsilon = 1.0$.

VIII.20. Água a 25°C deverá circular à razão de 30 000 ℓ/h através de um leito estático de partículas esféricas de 1,5mm de diâmetro encerradas em tubos metálicos de 3" de diâmetro interno e 2,50m de comprimento. Para o leito estático em operação foi estipulada uma perda de carga máxima de 15m de coluna de água. Sabendo que a densidade do sólido é 2,8 t/m^3, calcule quantos tubos deverão ser empregados em paralelo. Pergunta-se também se o escoamento da água através do leito poderá ser ascendente.
(Resp. 1917 tubos; não pode).

VIII.21. Pequenos cilindros de naftaleno de 2,8mm de diâmetro por 3,2mm de altura são *empilhados de modo a formar um leito de* 8cm de diâmetro por 30cm de altura. O peso de 100cm^3 destes cilindros é 62g. Calcule a vazão de ar a 35°C que poderá atravessar este leito com uma perda de carga de 45cm de coluna de água.

VIII.22. Um regenerador é utilizado para preaquecer ar desde 30°C até 120°C. O leito, com *40% de porosidade, 1m de diâmetro e 3m de altura, é constituído de esfe*ras cerâmicas de 25mm de diâmetro e através dele circulam alternadamente o ar a ser preaquecido e os fumos provenientes da combustão de óleo BTE. Para aumentar a eficiência deste regenerador, sugeriu-se preencher parte dos poros do leito com esferas menores (2mm de diâmetro). Esperiências realizadas mostraram que estas esferas podem ocupar até um terço dos vazios deixados pelas esferas maiores. Represente graficamente a queda de pressão em função da velocidade de massa do ar para os dois leitos descritos.

VIII.23. Um filtro por gravidade, com um metro de diâmetro, foi construído com dois leitos porosos: o inferior, com meio metro de espessura, formado de pedregulho de 2cm e, sobre este, um de areia de 30 mesh Tyler, com 1m de espessura. O filtro opera normalmente com meio metro de água acima do leito poroso superior. Pede-se:
a) a vazão de água através do filtro, sabendo que no canal de saída a pressão é a atmosférica;
b) o aumento de vazão se o filtro fôr modificado de modo a operar com uma pressão de 10 kg/cm^2 (pressão manométrica) sobre a água.

VIII.24. Uma areia grossa (partículas de 3mm de diâmetro e esfericidade 0,7) acha-se colocada no interior de uma coluna de 6" de diâmetro por 5m de altura. Através dessa areia circulará, de baixo para cima à razão de 4 m^3/h, uma salmoura contendo 20% de cloreto de sódio em peso. Adotando o valor 2,1 g/cm^3 para a densidade do cloreto de sódio sólido e de 2,7 para a densidade da areia, pergunta-se:
a) a areia fluidizará?
b) em caso contrário, qual será a perda de carga através do leito?
c) qual deverá ser a altura manométrica total da bomba em mC.A.?

VIII.25. Calcule a velocidade crítica de fluidização de partículas de alumina de 200μ(densidade 2,9) com ar a 150°C e 2 atm de pressão absoluta. A porosidade do leito estático de alumina é 83%.

VIII.26. Um leito de carvão com partículas de 0,5mm de diâmetro será fluidizado com uma mistura de ar (8%) e CO_2 a 800°C. O peso de carvão por batelada será de 10 toneladas. Calcule a vazão de mistura gasosa necessária para operar com um leito cuja altura seja 40% maior do que a altura do leito de porosidade mínima. É dada a densidade do carvão: 0,58 t/m^3.

VIII.27. Um leito com 21 t de sílica de 100 mesh Tyler deve ser fluidizado com um gás de massa molecular 98, a 375°C e 16 ata, num vaso de 2,90m de diâmetro. A densidade da sílica é 2,7 t/m³ e a viscosidade do gás é 0,031 cP. Calcule:

a) a vazão de gás necessária para iniciar a fluidização;
b) a perda de carga do leito fluidizado;
c) a vazão necessária para dar uma porosidade de 83%.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

(1) Gilliland, E.R.: "Techniques of Contacting Fluids and Solids", *Canadian Chemistry and Process Industries*, (agosto, 1950).
(2) Coulson, J.M. e J.F. Richardson: "Chemical Engineering", Vol. II, p. 523, McGraw-Hill Book Co., Inc., New York e Pergamon Press Ltd., London, 1955.
(3) Gilliland, E.R., loc. cit.
(4) McCabe, W.L. e J.C. Smith: "Unit Operations of Chemical Engineering", p. 265, McGraw-Hill Book Co., Inc., New York, 1956.
(5) Coulson, J.M. e J.F. Richardson, loc. cit., p. 526.
(6) Cathala, J.: *Chem. Eng. Sci.*, 2: 273 (1953).
(7) Lewis, W.K. e E.W. Bowermann: *Chem. Eng. Progr.*, 46: 603 (1952).
(9) Leva, M., M. Grummer, M. Weintraub e H.H. Storch: *Chem. Eng. Progr.*, 44: 707 (1948).
(10) Matheson, G.L., W.A. Herbert e P.A. Holt II: *Ind. Eng. Chem.*, 41: 1099 (1949).
(11) Wilhelm, R.H. e M. Kwauk: *Chem. Eng. Progr.*, 44: (3), p. 201 (1948).
(12) Leva, M., M. Grummer, M. Weintraub e M. Pollchik: *Chem. Eng. Progr.*, 44: (7): 511 (1948).
(13) Lewis, W.K., E.R. Gilliland e W.C. Bauer: *Ind. Eng. Chem.*, 41: 1104 (1949).
(14) Leva, M., M. Grummer, M. Weintraub e M. Pollchik: loc. cit., p. 511 (1948).
(15) Miller, C.O. e A.K. Logwinuk: *Ind. Eng. Chem.*, 43: 1220/1226 (1951).
(16) a) Ergun, S.: *Chem. Eng. Progr.*, 48: 89 (1052).
b) Burke, S.P. e W.B. Plummer: *Ind. Eng. Chem.*, 20: 1196 (1926).
c) Morcom, A.R.: *Trans. Inst. Chem. Engrs.*, London, 24: 30 (1946).
d) Oman, A.O. e K.M. Watson: *National Petrol. News*, 36, R795 (1944).
(17) Ref. *a* acima.
(18) Foust, A.S. et al.: "Principles of Unit Operations", p. 475, John Wiley & Sons, Inc., London – Toppan Company Ltd., Tokyo, 1960.
(19) Leva, M. e M. Grummer: *Chem. Eng. Progr.*, 43: 549, 633, 712 (1947).
(20) Adaptação da ilustração 22.9 de Foust et al., loc. cit., p. 479.
(21) Mickley, H.S. e C.A. Trilling: *Ind. Eng. Chem.*, 41: 1135 (1949).
(22) Miller, C.O. e A.K. Logwinuk: *Ind. Eng. Chem.*, 43: 1220 (1951).
(23) Dow, W.M. e M. Jakob, *Chem. Eng. Progr.*, 47: 637 (1951).
(24) Wilke, C.R. e O.A. Hougen: *Trans. Am. Inst. Chem. Engrs.*, 41: 445 (1945).
(25) Chu, J.C. et al.: *Chem. Eng. Progr.*, 49: 141 (1953).
(26) Othmer, D.F. (ed.): "Fluidization", Reinhold Publishing Corporation, New York, 1956.
(27) Othmer, D.F. (ed.), loc. cit.
(28) Lewis, W.K., E.R. Gilliland e G.T. McBride Jr.: *Ind. Eng. Chem.*, 41: 1213 (1949).
(29) Meissner, H.P. e H.S. Mickley: *Ind. Eng. Chem.*, 41: 1238 (1949).
(30) Leva, M.: *Chem. Eng. Progr.*, 47: 39 (1951).
(31) Lirag, R.C. e H. Littman: "Statistical Study of Pressure Fluctuation in a Fluid Bed", p. 11.
(32) Braca e Field, em Othmer, D.F. (ed.): "Fluidization", Reinhold Publishing Corporation, New York, 1957.

(33) Carman, P.C.: "Flow of Gases Through Porous Media", cap. 1 e 7, Academic Press, Inc., New York, 1956.
(34) Leva, M., M. Weintraub, M. Grummer, M. Pollchik e H.H. Storch: "Fluid Flow Through Packed and Fluidized Systems", *U.S. Bureau of Mines Bull.* 504: 193, 194, 196, 198, 225, 226 (1951).
(35) Leva, M.: "Fluidization", pp. 21, 63, McGraw-Hill Book Co., Inc., New York, 1949.
(36) Leva, M., *loc. cit.*, p. 21.
(37) Morse, R.D.: *Ind. Eng. Chem.*, 41: 1117 (1949).
(38) Lewis, W.K., E.R. Gilliland e W.A. Reed: *Ind. Eng. Chem.*, 41: 1227 (1949).
(39) Leva, M.: *Chem. Eng.*, novembro, 1957: 266 (1957).
(40) Extraída e ampliada de Perry, R.H. e C.H. Chilton: "Chemical Engineers' Handbook", 5ª ed., p. 554, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, N.Y., 1973.
(41) Wen e Fan: *Chem. Eng.*, julho, 1957: 254 (1957).
(42) Wen e M. Leva: *AICHE Journal*, 2: 482 (1958).
(43) Zenz, F.A. e D.F. Othmer: "Fluidization and Fluid Particle Systems", p. 181, Reinhold Publishing Co., New York, 1960.

Apêndice

APÊNDICE A-1
SÉRIES PADRONIZADAS DE PENEIRAS

A.1.1 – PENEIRAS DA SÉRIE TYLER COMPLETA

Malhas	Abertura livre		Diâmetro do fio	
	mm	polegada	mm	polegada
...	26,67	1,050	3,76	0,148
...	22,43	0,883	3,43	0,135
...	18,85	0,742	3,43	0,135
...	15,85	0,624	3,05	0,120
...	13,33	0,525	2,67	0,105
...	11,20	0,441	2,67	0,105
...	9,423	0,371	2,34	0,092
2½	7,925	0,312	2,24	0,088
3	6,680	0,263	1,78	0,070
3½	5,613	0,221	1,65	0,065
4	4,699	0,185	1,65	0,065
5	3,962	0,156	1,12	0,044
6	3,327	0,131	0,914	0,036
7	2,794	0,110	0,833	0,0328
8	2,362	0,093	0,813	0,032
9	1,981	0,078	0,838	0,033
10	1,651	0,065	0,889	0,035
12	1,397	0,055	0,711	0,028
14	1,168	0,046	0,635	0,025
16	0,991	0,0390	0,597	0,0235
20	0,833	0,0328	0,437	0,0172
24	0,701	0,0276	0,358	0,0141
28	0,589	0,0232	0,318	0,0125
32	0,495	0,0195	0,300	0,0118
35	0,417	0,0164	0,310	0,0122
42	0,351	0,0138	0,254	0,0100
48	0,295	0,0116	0,234	0,0092
60	0,248	0,0097	0,178	0,0070
65	0,208	0,0082	0,183	0,0072
80	0,175	0,0069	0,142	0,0056
100	0,147	0,0058	0,107	0,0042
115	0,124	0,0049	0,097	0,0038
150	0,104	0,0041	0,066	0,0026
170	0,088	0,0035	0,061	0,0024
200	0,074	0,0029	0,053	0,0021
230	0,061	0,0024	0,041	0,0016
270	0,053	0,0021	0,041	0,0016
325	0,043	0,0017	0,036	0,0014
400	0,038	0,0015	0,025	0,0010

A.1.2 – PENEIRAS PADRÃO BS
(British Standards)

Malhas por polegada		Abertura (polegada)	Diâmetro do fio (polegada)
Placas perfuradas		2	0,500
		1 7/8	0,464
		1 3/4	0,432
		1 5/8	0,400
		1 1/2	0,372
		1 3/8	0,348
		1 1/4	0,324
		1 1/8	0,300
		1	0,300
		7/8	0,276
		3/4	0,252
		5/8	0,232
		1/2	0,192
Telas de arame		1/2	0,128
		3/8	0,104
		1/4	0,092
		3/16	0,080
		1/8	0,072
		1/16	0,038
		1/32	0,021
	5	0,1320	0,068
	6	0,1107	0,056
	7	0,0949	0,048
	8	0,0810	0,044
	10	0,0660	0,034
	12	0,0553	0,028
	14	0,0474	0,024
	16	0,0395	0,023
	18	0,0336	0,022
	22	0,0275	0,018
	25	0,0236	0,0164
	30	0,0197	0,0136
	36	0,0166	0,0112
	44	0,0139	0,0088
	52	0,0116	0,0076
	60	0,0099	0,0068
	72	0,0083	0,0056
	85	0,0070	0,0048
	100	0,0060	0,0040
	120	0,0049	0,0034
	150	0,0041	0,0026
	170	0,0035	0,0024
	200	0,0030	0,0020
	240	0,0026	0,0016
	300	0,0021	0,0012

A.1.3 – PENEIRAS PADRÃO IMM
(Institute of Mining and Metallurgy)

Malhas por polegada	Abertura (polegada)	Diâmetro do fio (polegada)
5	0,1	0,1
8	0,062	0,063
10	0,05	0,05
12	0,0416	0,0417
16	0,0312	0,0313
20	0,025	0,025
30	0,0166	0,0167
40	0,0125	0,0125
50	0,01	0,01
60	0,0083	0,0083
70	0,0071	0,0071
80	0,0062	0,0063
90	0,0055	0,0055
100	0,005	0,005
120	0,0042	0,0041
150	0,0033	0,0033
200	0,0025	0,0025

A.1.4 – PENEIRAS DA SÉRIE ASTM
(US Sieve Series)

Malhas por polegada	Número da Peneira	Abertura		Diâmetro do fio	
		polegada	mm	polegada	mm
2,58	2 1/2	0,315	8,00	0,073	1,85
3,03	3	0,265	6,73	0,065	1,65
3,57	3 1/2	0,223	5,66	0,057	1,45
4,22	4	0,187	4,76	0,050	1,27
4,98	5	0,157	4,00	0,044	1,12
5,81	6	0,132	3,36	0,040	1,02
6,80	7	0,111	2,83	0,036	0,92
7,89	8	0,0937	2,38	0,0331	0,84
9,21	10	0,0787	2,00	0,0299	0,76
10,72	12	0,0661	1,68	0,0272	0,69
12,58	14	0,0555	1,41	0,0240	0,61
14,66	16	0,0469	1,19	0,0213	0,54
17,15	18	0,0394	1,00	0,0189	0,48
20,16	20	0,0331	0,84	0,0165	0,42
23,47	25	0,0280	0,71	0,0146	0,37
27,62	30	0,0232	0,59	0,0130	0,33
32,15	35	0,0197	0,50	0,0114	0,29
38,02	40	0,0165	0,42	0,0098	0,25
44,44	45	0,0138	0,35	0,0087	0,22
52,36	50	0,0117	0,297	0,0074	0,188
61,93	60	0,0098	0,250	0,0064	0,162
72,46	70	0,0083	0,210	0,0055	0,140
85,47	80	0,0070	0,177	0,0047	0,119
101,01	100	0,0059	0,149	0,0040	0,102
120,48	120	0,0049	0,125	0,0034	0,086
142,86	140	0,0041	0,105	0,0029	0,074
166,67	170	0,0035	0,088	0,0025	0,063
200	200	0,0029	0,074	0,0021	0,053
238,10	230	0,0024	0,062	0,0018	0,046
270,26	270	0,0021	0,053	0,0016	0,041
323	325	0,0017	0,044	0,0014	0,036

APÊNDICE A.2

CONVERSÕES DE UNIDADES UTILIZADAS NESTE VOLUME

1. TEMPERATURA

   $T°F = 1{,}8\ T°C + 32$

   $T°C = \frac{T°F - 32}{1{,}8}$

   $T°K = T°C + 273$

   $T°R = 1{,}8\ T°K$

2. COMPRIMENTO

   1" = 2,54 cm = 0,0254 m
   1 ft = 0,3048 m = 30,48 cm
   $1\ \mu = 10^{-3}$ mm $= 10^{-6}$ m

3. ÁREA

   $1\ m^2 = 10{,}76\ ft^2 = 10^4\ cm^2$
   $1\ ft^2 = 144\ in^2 = 0{,}0929\ m^2$

4. VOLUME

   $1\ m^3 = 35{,}31\ ft^3$
   $1\ ft^3$ = 7,48 gal = 28,32 ℓ
   1 gal (americano) = 3,785 ℓ
   1 bbl (U.S. barrel) = 42 gal = 158,97 ℓ

5. MASSA

   1 ℓb = 453,59 g = 0,45359 kg
   1 t métrica = 1000 kg = 2205 ℓb

6. DENSIDADE (MASSA ESPECÍFICA)

   $1\ g/cm^3 = 1\ t/m^3$ = 62,4 ℓb/ft³ = 8,33 ℓb/gal

7. VELOCIDADE

   1 fpm = 0,3048 m/min = 0,00508 m/s
   1 m/s = 196,82 fpm

8. VAZÃO

   1 gpm (galão por minuto) = 3,785 ℓ/min = 1,429 bbl/h
   $1\ m^3/h$ = 0,5882 cfm
   1 cfm = 0,472 ℓ/s = $0{,}000472\ m^3/s$
   $1\ m^3/min$ = 35,31 cfm

9. PRESSÃO

   1 atm física = 1,033 kg/cm² = 760 mmHg = 10,33 mCA
   = 29,92 "Hg = 14,697 psi
   1 atm técnica = 1 kg/cm² = 0,9678 atm física = 14,227 psi

10. ENERGIA

    1 kcal = 1000 cal = 3,966 Btu = 427 kgm
    1 Btu = 0,252 kcal = 778 Btu
    1 HP. h = 2.545 Btu
    1 W. h = 3,413 Btu

11. POTÊNCIA

HP = 76,04 kgm/s = 550 ft.ℓb/s = 0,7454 kW = 1,014 CV
1 CV = 75 kgm/s
1 kW = 1,3414 HP

12. VISCOSIDADE

1 P = 1 g/cm.s = 100 cP
1 cP = 10^{-2} P = 10^{-3} kg/m.s = 3,6 kg/m.h
= 0,000672 ℓb/ft.s = 2,42 ℓb/ft.h

13. CONDUTIVIDADE TÉRMICA

k em kcal/h.m^2.(°C/m) = 1,488 k em Btu/h.ft^2(°F/m)

14. COEFICIENTE DE TRANSMISSÃO DE CALOR

h ou U em kcal/h.m^2.°C = 4,88 h em Btu/h.ft^2.°F

15. CONSTANTES

R = 0,082 atm.ℓ/°K.mol = 0,082 atm.m^3/°K.kmol
= 1,987 cal/°K.mol = 1546 ft.ℓb/°R. ℓbmol
J = 4,18 j/cal = 427 kgm/kcal = 778 ft.ℓb/Btu
g = 981 cm/s^2 = 9,81 m/s^2 = 32,21 ft/s^2 = 4,18 × 10^8 ft/h^2 = 1,27 × 10^8 m/h^2
Volume molar = 22,41 Nℓ/mol = 22,41 Nm^3/kmol = 359 Nft^3/ℓbmol

ÍNDICE